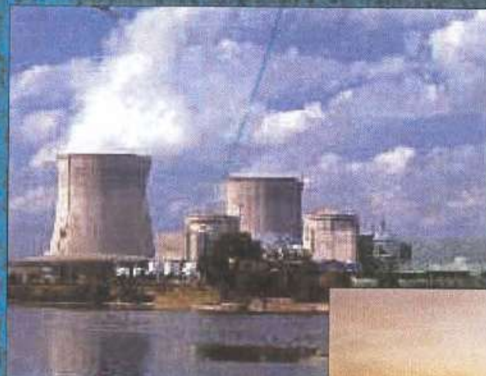
MARCEL ISTRATE

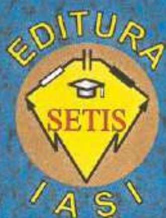
TEHNOLOGII ȘI INSTALAȚII PENTRU REDUCEREA EMISIILOR POLUANTE



CONTROLUL POLUĂRII ÎN TERMOENERGETICĂ







ISBN: 973-86764-0-1



Lucrarea abordează unele aspecte ale protecţiei şi conservării mediului, fiind orientată, mai ales, spre impactul ecologic al producerii energiei, în instalaţii mari de combustie. Iniţial, sunt prezentate unele aspecte referitoare la natura, toxicitatea şi volumul poluanţilor din energetică, fără de care aspectele strict tehnice pot părea lipsite de obiectiv şi poate şi de conţinut. Sunt tratate, în manieră comparată, atât în ceea ce priveşte eficienţa, cât şi în ceea ce priveşte costurile de investiţie şi de exploatare, tehnologiile de reducere a emisiilor de SO_2, NO_x, particule aeropurtate şi deşeuri lichide şi solide. O atenţie deosebită a fost acordată tehnicilor avansate, de mare eficienţă, tehnicilor hibride şi posibilelor perspective de dezvoltare.





Tel. 0232-278680/1196
e-mail: setis@ee.tuiasi.ro

Referenţi stiinţifici:

Prof.Dr.Ing. **Mircea Guşă**
Universitatea Tehnică "Gh. Asachi" Iaşi
Facultatea de Electrotehnică

Prof.Dr.Ing. **Emilian Furnică**
Universitatea Tehnică "Gh. Asachi" Iaşi
Facultatea de Electrotehnică

Tehnoredactare computerizată:
Marcel Istrate

Coperta:
Gabriel Urmă

ISBN: 973-86764-0-1

Descrierea CIP a Bibliotecii Naţionale
ISTRATE, MARCEL
TEHNOLOGII SI INSTALAŢII PENTRU REDUCEREA EMISIILOR POLUANTE. Controlul poluării în termoenergetică / Marcel Istrate
Editura SETIS, 2004
430p., 25cm
ISBN: 973-86764-0-1

PREFAȚĂ

Problemele globale ale umanității noului mileniu, derivate, în mare măsură, din explozia demografică şi din necesitatea unei cantități din ce în ce mai mari de energie, sub toate formele ei, preocupă din ce în ce mai mulți oameni, de la simpli locuitori ai planetei până la personalități având putere de decizie politică, pe plan mondial, precum şi personalități ale comunității ştiințifice internaționale. Poluarea generată de sursele antropice şi, în strânsă legătură cu aceasta, protejarea şi conservarea mediului sunt probleme induse de dezvoltarea continuă a societății umane şi a căror minimizare poate conduce la insurmontarea multora dintre celelalte probleme, cu care se confruntă omenirea începutului de mileniu. Noțiunea de calitate a vieții şi-a modificat conținutul, în aceeaşi dinamică ca şi dezvoltarea economică, confortul, de orice natură, nemaiputând fi înțeles decât în condițiile unei agresiuni minime asupra mediului.

Caracterul global al impactului asupra mediului, a protecției şi conservării acestuia, precum şi abordarea din ce în ce mai accentuat ecologică a tuturor activităților antropice conduc la abordări multidisciplinare şi la aplicarea unor procedee tehnice complexe, a căror dezvoltare implică, de multe ori, efort economic internațional. Totodată, un comportament corect, din punct de vedere ecologic, presupune o serie de amendamente, atât la nivelul conştiinței individuale, cât şi a celei colective.

Sectorul energetic, pe plan mondial, prin complexitatea instalațiilor şi a proceselor tehnologice, prin caracteristicile materiilor prime, prin cantitatea deşeurilor rezultate, precum şi prin dimensiunile suprafețelor de teren ocupate, este unul dintre cele mai importante procese industriale, caracterizate prin impact ecologic este major.

Politica industrială a României are, ca obiectiv general, creşterea competitivității şi a performanțelor tuturor sectoarelor industriale, în vederea creşterii capacității de adaptare la cerințele pieței internaționale, în condițiile preconizatei globalizări economice. Obiectivele operaționale se concentrează către valorificarea superioară a resurselor existente şi asigurarea compatibilității proceselor tehnologice, cu mediul.

Implicațiile alinierii la legislația europeană de mediu, precum şi la alte reglementări internaționale, la care România este parte, sunt, în mod deosebit, de natură tehnico-economică şi presupun eforturi importante, pentru conformarea cu noile cerințe legislative. Ori, tocmai centralele electrice se confruntă cu importante probleme de mediu, de a căror soluționare depinde obținerea autorizației de mediu, pentru funcționare în condițiile impuse de Uniunea Europeană.

Această lucrare se încadrează în contextul reducerii impactului ecologic al proceselor antropice şi se doreşte a fi o modestă contribuţie la pregătirea specialiştilor români, în problematica ingineriei mediului. O abordare exhaustivă a ingineriei mediului este, din stadiul de idee, sortită eşecului, motiv pentru care autorul şi-a concentrat atenţia asupra impactului ecologic al producerii energiei electrice şi a tehnologiilor moderne de reducere a emisiilor poluante, rezultate din arderea combustibililor fosili, lucrarea devenind, astfel, o dezvoltare, consistentă, a unei ediţii anterioare.

Conţinutul lucrării este structurat pe cinci capitole. În primul capitol, este prezentat modul în care producerea energiei electrice, indiferent de tehnologie, agresează mediul înconjurător, datele conducând, cu evidenţă, la impactul major al arderii combustibililor fosili. De asemenea, sunt prezentate aspecte legate de normativele de mediu, generale şi specifice instalaţiilor mari de combustie, precum şi metodologia de evaluare a emisiilor. În cel de-al doilea capitol sunt prezentate tehnologiile de control a emisiilor de oxizi de sulf, de la extragerea sulfului din combustibil şi până la epurarea gazelor de ardere. Abordarea este de tip comparat, cu referire atât la eficienţa desulfurării, cât şi la costurile de investiţie şi de exploatare, specifice fiecărei tehnici. Capitolul al treilea este destinat prezentării tehnologiilor pentru controlul emisiilor de NO_x *ale instalaţiilor mari de ardere. Se fac referiri la fenomenele care stau la baza formării acestor poluanţi şi la posibilităţile de reducere a emisiilor, atât în stadiul combustiei, cât şi prin acţiune asupra gazelor de ardere. Un segment special, este destinat instalaţiilor integrate, pentru controlul simultan al emisiilor de* SO_2 *şi* NO_x*. În capitolul al patrulea, sunt prezentate, pentru început, aspectele fizice ale dispersiei şi sedimentării particulelor aeropurtate. Sunt descrise, în manieră comparată, tehnicile actuale de colectare a particulelor, din medii bifazice, precum şi perspectivele sistemelor de filtrare. În ultimul capitolul, sunt prezentate aspecte ale tratării, deversării şi stocării apelor reziduale şi deşeurilor solide, provenite din procesul tehnologic de ardere a combustibililor fosili, precum şi din toate procesele auxiliare.*

Lucrarea, prin conţinut şi structură, este destinată specialiştilor din domeniul producerii energiei şi foarte utilă pregătirii viitorilor specialişti în Termoenergetică, Energetică industrială, precum şi pentru studenţii cursurilor de master Energie-mediu.

Elaborarea acestei monografii este rezultatul unei cercetări bibliografice susţinutre, pe parcursul câtorva ani, stagiile de documentare în universităţi europene, Şcoala Tehnică Superioară pentru Ingineri Industriali a Universităţii din Valladolid şi Laboratorul de Tratare a Apelor şi Poluanţilor al Şcolii Superioare pentru Ingineri din Poitiers, având o importanţă deosebită, în abordarea acestei tematici.

Pe această cale, le mulţumesc tuturor acelora care au făcut posibilă elaborarea lucrării, atât prin informaţiile furnizate, cât şi prin sprijinul material. Sinceră şi respectuoasă gratitudine familiei mele şi colaboratorilor apropiaţi, a căror înţelegere şi sprijin moral mi-au fost de un real ajutor.

Iaşi, iunie, 2004

AUTORUL

CUPRINS

PREFACE

The global problems of human society, in the beginning of the new millennium, result of demographical growing and of increased energy consumption, are the main domain of concern and research for a lot of people. Pollution reduction, environmental protection and conservation are global problems, induced by human society development. Quality of life concept is a dynamic one and its content was continuous modified, so a certain comfort level couldn't be understood without a well healthiness and naturalness of the environment.

Energy production, by installations' and technological processes' complexity, by fuels' and another materials' characteristics, by wastes' quantity and by dimensions of land occupancies is one of the most important industrial processes, with an major impact on the environment.

The general objective of the Romanian industrial policy, the competitiveness and performances of industrial sectors' growth, are oriented through a superior turning to good account of the existent resources, in the conditions of a good compatibility of technological processes and environment. Such a policy is a compulsory one, in the conditions of the future economical globalization.

The implications of the European environmental regulations' application are, in a special way, technical and economical ones and require a sustained economical effort. But, particularly the power plants have major problems of environmental impact the only way to obtain the European environmental permits and approvals being that of pollutants' control technologies implementation.

This paper is an approach of the pollution problems and it wish to become a small contribution for the Romanian specialists' training, in the domain of environmental engineering. The attention is focused on the environmental impact of the energy production, in the classical way of fuels' combustion. Some general information about environmental engineering and risk are given too.

The content is structured in five chapters. The first chapter gives some general concepts and show the way how power plants affect environmental factors. The specific pollutants of power plants are pointed out. Some aspects regarding environmental regulatory and emissions' assessment are presented too. In the second chapter, the desulfurization technologies are presented, from iron pyrites sulfur extraction and coal gasification to flue gas scrubbing, by dry semidry and wet technologies.

The next chapter is dedicated to NO_x *control technologies. The mechanisms of* NO_x *formation and the control technologies, from the combustion stage to flue gas treatment, are presented. A special issue is that of integrated technologies to control, simultaneously,* SO_2 *and* NO_x *emissions.*

The main technologies to control particulate matter are presented in the fourth chapter. From the beginning, some aspects of the particulate dispersion, migration and sedimentation are presented. The main part of this chapter is that of electrostatic precipitation, without neglecting mechanical and wet scrubbing. Baghouse filters, hot gas ceramic filters and electrostatic precipitators' perspectives are presented too.

In the last chapter, some aspects regarding the management of wastewater and solid wastes treatment and disposal are presented.

For each of the pollutants, the control technologies are presented in a comparative way, referring to the control efficiency, investment and operational costs.

Through its contents and its structure, this book is intended to the specialists in power plants design and operation and to the students in domains of master like power engineering, and energy – environment.

This book can see the light due a hard documentation research, along several years, some training stages to the Superior Technical School for Industrial Engineers of the University of Valladolid, Spain, and also to the Treatment of Water and Pollutants Laboratory of the Superior School of Engineers of Poitiers, French being of a real importance to approach this domain of environmental impact.

The author wishes to show his gratitude to all those people who makes possible, in a way ore another, the elaboration of this book. My special gratitude is given to my family and my friends whose kindness and moral support were of a real help.

Iaşi, June, 2004

The Author

CONTENTS

CAPITOLUL 1

TERMOENERGETICA ŞI MEDIUL

Sectorul energetic, pe plan mondial, prin complexitatea instalaţiilor şi proceselor tehnologice, caracteristicilor materiilor prime, care intră în proces, şi ale deşeurilor rezultate, prin numărul şi dimensiunile suprafeţelor de teren ocupate, este unul dintre cele mai importante procese industriale, al căror impact, asupra mediului, este major.

Politica industrială a României are, ca obiectiv general, creşterea competitivităţii şi a performanţelor tuturor sectoarelor industriale, în vederea creşterii capacităţii de adaptare la cerinţele pieţei internaţionale, în condiţiile preconizatei globalizări economice mondiale. Obiectivele operaţionale se concentrează către valorificarea superioară a resurselor existente şi asigurarea compatibilităţii proceselor tehnologice, cu mediul.

Implicaţiile alinierii la legislaţia europeană de mediu, precum şi la alte reglementări internaţionale, la care România este parte, sunt, în mod deosebit, de natură tehnico-economică şi presupun eforturi, importante, pentru conformarea cu noile cerinţe legislative. Ori, tocmai centralele electrice se confruntă cu importante probleme de mediu, de a căror soluţionare depinde obţinerea autorizaţiei de mediu de funcţionare, în condiţiile impuse de Uniunea Europeană.

Soluţionarea problemelor de mediu este direct legată de posibilităţile de a face faţă efortului financiar, important, necesar introducerii celor mai performante tehnologii de epurare, disponibile pe plan mondial. Astfel, numai pentru reducerea emisiilor de SO_2, din gazele de ardere, cheltuielile de investiţie, la nivelul României, pot depăşi un miliard de EURO [1.20].

1.1. Producerea energiei electrice – sursă de poluare

Producerea energiei electrice nu este un proces tehnologic eficient, pe deplin, în condiţiile în care sunt luate în considerare aspectele de impact la mediu. Astfel, oricare dintre tehnicile de producere a energiei electrice implică o agresiune, mai mult sau mai puţin dură, asupra mediului.

Amenajările hidroenergetice, în timpul exploatării lor, determină modificări, zonale, asupra microclimatului, cu influenţă asupra florei şi faunei. Dacă pentru speciile

cu mai largă răspândire aceste modificări pot fi minore, impactul asupra speciilor endemice poate fi unul major. O perturbare majoră a ecosistemelor se înregistrează, însă, în etapa de realizare a investiţiilor, din domeniul hidroenergeticii. Defrişările, excavaţiile impresionante, construcţia barajelor, sunt tot atâţia factori de impact major, asupra tuturor factorilor de mediu.

Centralele nuclearoelectrice, pe partea clasică a acestora, sunt un poluant minor, poluarea putând proveni din circuitul de răcire al centralei, din cel de tratare a agentului termic şi din operaţiunile de exploatare şi mentenanţă, curente. Dacă răcirea este în circuit deschis, poluarea se concretizează prin încălzirea apei de răcire, iar dacă răcirea este în circuit închis, poluarea se concretizează prin evaporările de la nivelul turnurilor de răcire. Indiferent, însă, care este soluţia tehnică adoptată pentru circuitul de răcire, nu trebuie neglijat impactul pe care îl poate avea operaţiunea de clorinare, necesară distrugerii microorganismelor, care se pot dezvolta, excesiv, în echipamentele componente ale instalaţiei.

Pe partea reactorului nuclear, poluarea radioactivă este redusă, nedepăşind radiaţia de fond, naturală. Pe de altă parte, poluarea, în cazul acestui tip de centrale, trebuie privită din punctul de vedere al riscului de contaminare radioactivă, majoră, efectele devastatoare ale unor accidente afectând mari areale. Evident, soluţia nu este aceea de a refuza realizarea unor astfel de centrale, ci aceea de a lua toate măsurile posibile, pentru a asigura siguranţa în funcţionare a reactoarelor nucleare.

O altă posibilă abordare, relativ la energetica nucleară, ca sursă de poluare, ar putea lua în considerare toate procesele tehnologice, de la extragerea combustibilului nuclear, până la depozitarea deşeurilor radioactive. Chiar şi în aceste condiţii, energetica nucleară este, de departe, mai puţin poluantă şi mai sigură decât termoenergetica.

Producerea energiei electrice, în instalaţii eoliene sau solare, este, cel puţin la prima vedere, o tehnică curată. Nu pot fi neglijate, totuşi, modificările ce apar în distribuţia curenţilor de aer şi în volumul evaporărilor, cu efecte asupra microclimatului local. De asemenea, poate nu ar fi lipsit de interes să se analizeze poluarea indusă de producerea energiei electrice, necesare realizării instalaţiilor neconvenţionale, cu atât mai mult cu cât, practic, toate materialele utilizate sunt energofage.

În mod deliberat, ultima enumerată este termoenergetica clasică, bazată pe arderea combustibililor fosili, datorită impactului major, al acesteia, asupra tuturor factorilor de mediu. Agresiunea asupra mediului este datorată atât procesului de combustie, cât şi tuturor proceselor conexe, de la cele extractive, la stocarea deşeurilor. Este foarte important şi faptul că tocmai acest proces, intens poluant, deţine ponderea, în cantitate totală de energie, produsă la nivel mondial.

Impactul la mediu este cu atât mai agresiv cu cât combustibilul este de calitate mai slabă, combustia cărbunilor energetici depăşind, cu multe categorii de poluanţi, cantităţile de poluanţi generate de alte activităţi antropice. Un prim exemplu, în acest sens, poate face referire la emisiile poluante în atmosferă. Astfel, procesele de ardere a combustibililor fosili, la nivel mondial, generează următorii poluanţi, cantităţile fiind date prin raportare la totalul emisiei antropice, din categoria de poluanţi respectivi:
90 % oxizi de sulf; 30 ÷ 50 % monoxid de carbon; 40 % particule în suspensie; 55 %

compuşi organici volatili; 15 ÷ 40 % metan şi 55 ÷ 80 % dioxid de carbon [1.1, 1.27].

O imagine, mai completă, asupra impactului pe care îl are combustia cărbunilor, este dată de bilanţul chimic al unei astfel de centrale, conform reprezentării schematice din figura 1.1 [1.6].

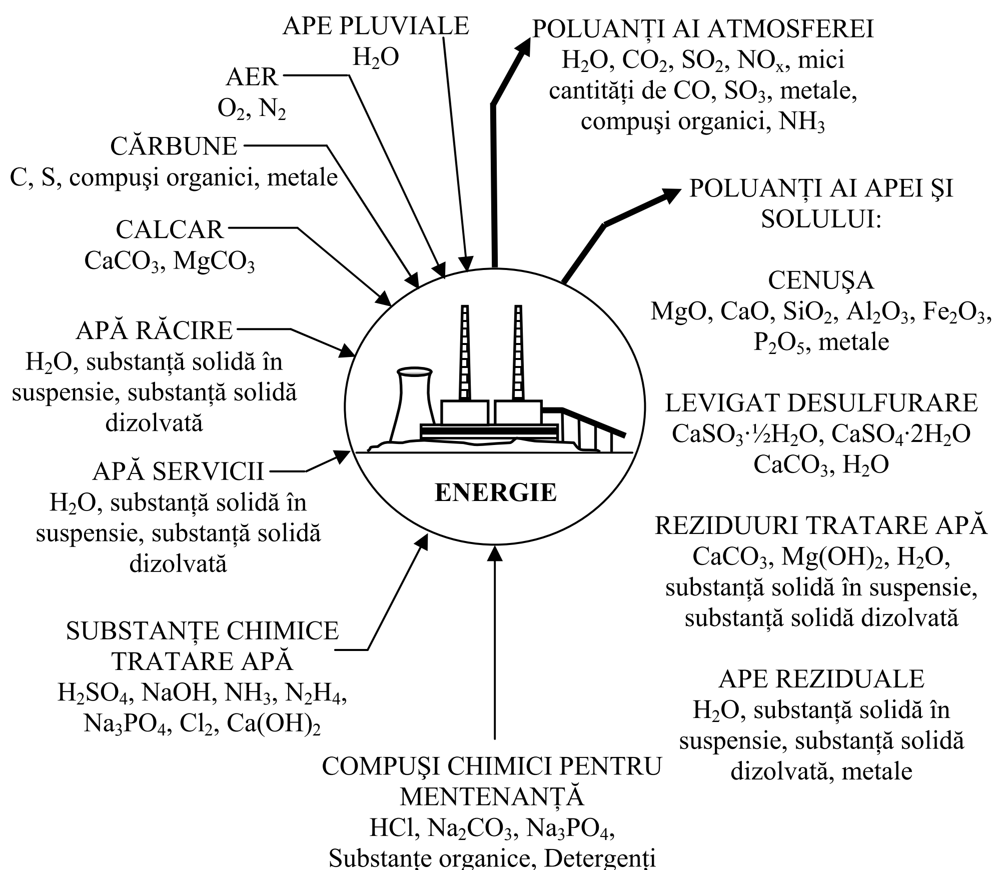


Fig.1.1. Bilanţul chimic, global, al unei centrale termoelectrice funcţionând cu cărbune

La nivelul centralelor termoelectrice pot fi identificate mai multe surse de poluare, precum:

- ✓ instalaţiile de transport, preparare şi depozitare a combustibililor,
- ✓ instalaţiile de combustie,
- ✓ instalaţiile de alimentare cu apă,
- ✓ instalaţiile de tratare a apei tehnologice,
- ✓ sistemele de tratare şi neutralizare a apelor reziduale şi canalizările aferente,
- ✓ depozitele de zgură, cenuşă şi sub-produse ale reacţiilor de neutralizare.

Intrările în conturul bilanţului chimic, similar unui bilanţ masic, sunt: combusti-

bilul; calcarul, necesar controlului emisiei de SO_2; apa, necesară producerii de abur, răcirii circuitului termic şi altor utilizări, inerente; amoniacul şi catalizatorii, necesari controlului emisiei de NO_x; diferite substanţe chimice, utilizate în procesele de tratare, dedurizare şi neutralizare a apei, precum şi în operaţiunile de mentenanţă.

Cărbunele conţine carbon şi diferite combinaţii organice, ce ard, în timpul combustiei, anumite cantităţi de sulf, precum şi o gamă largă de combinaţii chimice, organice şi anorganice, incluzând şi metale grele.

Calcarul conţine, în mod esenţial, carbonat de calciu şi, eventual, carbonat de magneziu, însă şi mici cantităţi de alte substanţe chimice.

Apa, funcţie de provenienţa acesteia, poate conţine o gamă largă de substanţe, de obicei anorganice, fie în stare dizolvată, fie în suspensie.

Substanţele chimice utilizate în tratarea apei tehnologice sunt: calcar şi coagulanţi – pentru operaţiunea de pre-tratare; acid sulfuric, acid clorhidric şi hidroxid de sodiu – schimbători de ioni, în procesele de neutralizare şi regenerare; amoniac, hidrazină şi fosfaţi de sodiu – pentru condiţionarea apei din circuitul apă-abur; inhibitori de colmatare şi eroziune, clor şi acid sulfuric – pentru condiţionarea apei de răcire. O serie de alte substanţe chimice, acizi, baze şi compuşi organici, sunt utilizate pentru întreţinerea instalaţiilor, inclusiv pentru curăţarea periodică a schimbătoarelor de căldură.

Multitudinea de reacţii chimice, care au loc în toate procesele tehnologice din centrale, schimbă caracteristicile materialelor, intrate în contur, generând, astfel, reziduuri, ce trebuie stocate, in-situ, sau eliberate în mediul înconjurător, poluând, în oarecare măsură, toţi factorii de mediu.

Cantitativ, principalii poluanţi ai solului sunt cenuşa, zgura şi compuşii calciu-sulf, rezultaţi în urma desulfurării gazelor de ardere. Nu pot fi, totuşi neglijate infiltrările de combustibili lichizi şi de lubrifianţi, precum şi de ulei de transformator.

Reziduurile lichide rezultă din mai multe procese tehnologice. Principala sursă de poluare este procesul de tratare a apei, ce urmează a fi utilizată în circuitul apă-abur. Altă sursă de reziduuri lichide, importantă, este procesul de răcire a agentului termic. Acesta poluează prin evaporări sau prin încălzirea emisarului, precum şi prin deversarea unor substanţe chimice. O a treia sursă de poluare, majoră, a apei sunt procesele de desulfurare a gazelor de ardere şi de transport a zgurii şi cenuşii. Nu trebuie neglijat faptul că centralele sunt instalaţii industriale de mari dimensiuni, care necesită mentenanţă permanentă, reziduuri lichide rezultând în urma operaţiunilor de curăţare a diverselor echipamente. De asemenea, nu trebuie neglijate scurgerile de lubrifianţi şi reziduurile din instalaţiile sanitare.

Apele pluviale pot contribui la transferarea poluanţilor, prin dizolvarea unor compuşi chimici.

Arderea combustibililor fosili este o sursă, majoră, de poluare a atmosferei, cu efecte directe, asupra populaţiei, dar şi cu efecte indirecte, concretizate prin ploi acide şi accentuarea efectului de seră. Pe lângă principalii poluanţi, rezultaţi în procesul de combustie, noi gaze poluante rezultă şi din procesele de tratare a unor poluanţi gazoşi.

În aceste condiţii, analiza poluării generate de centralele termoelectrice trebuie să ia în considerare următoarele aspecte: poluarea aerului cu particule solide, gaze toxice

(SO_2, NO_x, CO, CO_2, NH_3, HCl etc.) şi prin evaporări; poluarea zonelor de deversare a apelor uzate, cu substanţe chimice, dizolvate şi în suspensie; poluare termică a emisarilor; poluarea solului, a pânzei freatice şi a emisarilor cu diverse substanţe chimice; poluarea determinată de circuitele hidrotehnice, care pot deveni surse de poluare a aerului, prin evaporări, la nivelul turnurilor de răcire; poluarea determinată de depozitele de zgură şi de cenuşă, care contaminează solul şi pânza de apă freatică, prin exfiltraţii, dar şi aerul, prin particulele solide antrenate de vânt; poluarea fonică, datorată agregatelor rotative şi eşapărilor în atmosferă; poluarea estetică, datorată reţelelor electrice şi termice, coşurilor de fum şi turnurilor de răcire; poluarea electromagnetică, generată de instalaţiile de înaltă şi foarte înaltă tensiune.

Poluarea atmosferei determină, practic, cel mai agresiv impact asupra mediului, nu numai datorită cantităţii şi diversităţii poluanţilor, ci şi datorită afectării unor largi areale geografice, motiv pentru care poluarea atmosferei nu mai reprezintă o problemă locală, ci are caracter de global. Prin efecte şi prin extinderea lor, geografică şi temporală, poluarea atmosferei poate fi clasificată în una dintre următoarele categorii [1.31]:

- ✓ poluare de proximitate, la nivel local, a cărei scară de timp este de ordinul orelor; principalii poluanţi atmosferice (SO_2, NO_x, CO, O_3, Pb, pulberi) au efecte imediate asupra sănătăţii oamenilor şi ecosistemelor;
- ✓ poluare distribuită, la nivel regional, a cărei scară de timp este de ordinul zilelor; principalele efecte ale acestui tip de poluare sunt acidifierea, eutrofizarea şi poluarea fotochimică;
- ✓ poluarea globală, la nivel planetar, a cărei scară de timp este de ordinul anilor; rezultate ale acestui gen de poluare sunt accentuarea efectului de seră şi distrugerea stratului de ozon stratosferic.

O imagine asupra poluării atmosferei, prin activităţi antropice, precum şi a evoluţiei acesteia, din ultimele decenii, rezultă din datele prezentate în următoarele tabele. Aceste date sunt valabile pentru zonele metropolitane ale Franţei [1.32]. Din aceste date rezultă, de asemenea, repartizarea emisiilor de principali poluanţi (SO_2, NO_x, CO, compuşi organici volatili), pe sectoarele de activităţi antropice.

Tabelul 1.1. Emisia de **SO_2**, dată în kt, pentru zonele metropolitane ale Franţei

Anul	Energetică	Industrie	Sectorul terţiar	Agricultură	Transporturi		TOTAL
					Rutiere	Altele	
1960	638	689	298	13	31	105	**1774**
1970	1179	911	535	32	81	41	**2779**
1980	1743	938	349	32	127	24	**3214**
1990	591	426	133	21	139	16	**1326**
1995	425	322	87	15	114	14	**978**
2000	308	197	77	11	22	12	**627**
2001	256	192	76	11	23	13	**570**
2002	244	181	64	11	24	13	**537**
2003	262	174	61	11	24	13	**544**

Tabelul 1.2. Emisia de **NO_x**, dată în kt, pentru zonele metropolitane ale Franţei

Anul	Energetică	Industrie	Sectorul terţiar	Agricultură	Transporturi		TOTAL
					Rutiere	Altele	
1960	155	268	51	109	177	90	**848**
1970	226	411	117	230	445	93	**1523**
1980	358	370	116	264	827	89	**2024**
1990	150	236	94	253	1093	71	**1897**
1995	133	192	96	225	987	71	**1704**
2000	153	174	95	216	728	66	**1431**
2001	127	180	105	217	695	71	**1395**
2002	133	173	94	228	649	74	**1352**
2003	139	170	91	211	603	75	**1289**

Tabelul 1.3. Emisia de **CO**, dată în kt, pentru zonele metropolitane ale Franţei

Anul	Energetică	Industrie	Sectorul terţiar	Agricultură	Transporturi		TOTAL
					Rutiere	Altele	
1960	65	4038	2115	669	2422	181	**9489**
1970	69	5275	2086	686	6573	165	**14852**
1980	65	4627	1783	637	8542	156	**15810**
1990	35	1973	1932	655	6258	94	**10947**
1995	28	1908	1781	605	4477	115	**8913**
2000	30	1565	1658	633	2607	132	**6624**
2001	31	1410	1726	609	2351	134	**6261**
2002	28	1565	1557	654	2001	149	**5954**
2003	28	1540	1553	631	1732	149	**5633**

Tabelul 1.4. Emisia de compuşi organici volatili (**COV**), dată în kt, pentru zonele metropolitane ale Franţei

Anul	Energetică	Industrie	Sectorul terţiar	Agricultură	Transporturi		TOTAL
					Rutiere	Altele	
1990	176	601	401	226	1051	44	**2499**
1995	120	522	382	232	802	50	**2107**
2000	96	511	368	210	479	55	**1719**
2001	88	489	371	218	425	57	**1648**
2002	83	480	338	216	364	61	**1542**
2003	80	479	338	210	313	61	**1481**

Din tabelele 1.1 ÷ 1.4, se poate observa că principalii poluanţi ai atmosferei, rezultaţi din procesele de generare a energiei, sunt oxizii de sulf (exprimaţi în echivalent SO_2) şi oxizii de azot. Emisia de monoxid de carbon şi de compuşi organici volatile este, practic, nesemnificativă, în raport cu poluarea generată de alte industrii şi de transporturile rutiere. Nu trebuie, însă, neglijat faptul că energetica este şi un poluator, important, cu particule aeropurtate.

Reducerea spectaculoasă a emisiile de SO_2 şi NO_x, în energetica Franţei, după a-

nii 1980, este datorată amplului program nuclear, prin care aproximativ 80 % din energia electrică este produsă în centrale nuclearoelectrice, şi acțiunilor, susținute, de gestionare eficientă a energiei. O asemenea structură a generării energiei nu se regăseşte, însă, şi în alte țări, preponderentă fiind producerea energiei prin arderea combustibililor fosili. În aceste condiții, ponderea pe care o deține energetica, în poluarea atmosferei, este similară aceleia din Franța, de la începutul anilor ‘80: SO_2 – 54 %; NO_x - 17,7 %. Astfel, pentru Germania şi Statele Unite ale Americii, la nivelul anului 1995, producerea energiei electrice deținea următoarele ponderi, în poluarea atmosferei: SO_2 – 6-%; NO_x – 25 %; particule aeropurtate – 15 % şi CO – 1 %.

În ceea ce priveşte emisiile poluante, evacuate în aerul atmosferic, România se încadrează în rândul țărilor europene, în care energia este produsă, majoritar, prin arderea combustibililor fosili, aşa cum se poate observa din figura 1.1 [1.39]. Mai mult, la nivelul anului 1998, emisia de NO_x a fost mai redusă decât aceea a instalațiilor din Franța. Sigur, acest nivel redus al emisiilor de NO_x nu trebuie privit ca pe un succes al aplicării unor tehnologii de denitrurare, fiind, mai degrabă, rezultatul producției scăzute de energie electrică, în centralele termoelectrice.

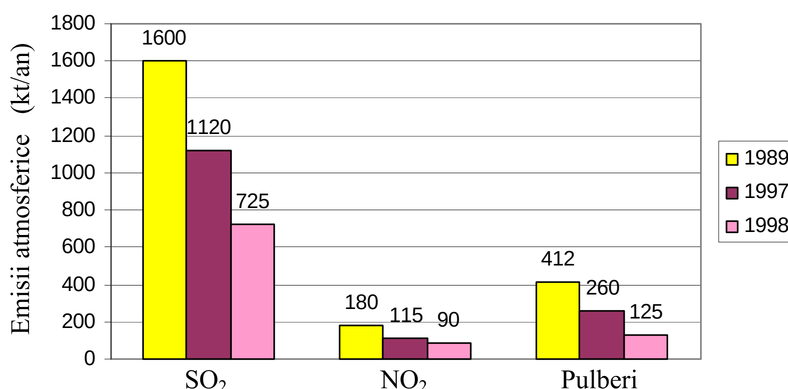


Fig. 1.2. Emisii atmosferice ale energeticii din România

Emisiile specifice de poluanți ale termocentralelor din România, la nivelul anului 2002, sunt următoarele: 12,53 g/kWh – SO_2; 1,75 g/kWh – NO_x; 1,82 g/kWh – pulberi; 624 g/kWh – CO_2 [1.39]. Comparativ, centralele din SUA, având puteri de 400 MW, în care se arde cărbune pulverizat, au o emisie de CO_2 de ordinul a 1000 g/kWh [1.5].

Parlamentul European, prin Comisia de mediu, sănătate publică şi politici ale consumului, îşi propune reglementarea emisiilor atmosferice de SO_2, NO_x, compuşi organici volatili şi NH_3, la nivelul fiecărei țări din actualul Grup al celor 15 (CE15), astfel încât, în anul 2010, să se reducă, semnificativ, emisiile actuale. Limitele maxime admisibile ale emisiilor vor fi, probabil, cele date în tabelul 1.5 [1.38].

România, în efortul de aderare la Uniunea Europeană, a stabilit strategia de protecție a mediului, direcțiile prioritare, pentru energetică, fiind următoarele [1.14]:

✓ utilizarea cărbunelui şi a păcurii cu conținut redus de sulf;

- ✓ creşterea randamentelor de producere a energiei electrice, prin lucrări de reabilităţi şi modernizări;
- ✓ perfecţionarea proceselor de control şi reglare a arderii, odată cu efectuarea lucrărilor de mentenanţă, reabilitare şi modernizare;
- ✓ creşterea performanţelor electrofiltrelor;
- ✓ introducerea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (vezi § 3.2.1.2.);
- ✓ instalarea de sisteme de desulfurare (vezi § 2.3.2. şi § 2.3.3.);
- ✓ perfecţionarea managementului energie-mediu;
- ✓ casarea instalaţiilor cu uzură, fizică şi morală, avansată.

Tabelul 1.5. Limitele maxime admisibile de poluanţi atmosferici, preconizate pentru 2010

Ţara	SO_2 (kilotone)	NO_x (kilotone)	COV (kilotone)	NH_3 (kilotone)
Anglia	479	1181	964	264
Austria	40	91	129	67
Belgia	76	127	102	57
Danemarca	77	127	85	71
Finlanda	116	152	110	31
Franţa	218	679	932	718
Germania	463	1051	924	413
Grecia	546	264	173	74
Irlanda	28	59	55	123
Italia	566	869	962	430
Luxemburg	3	8	6	7
Olanda	50	238	156	104
Portugalia	141	144	102	67
Spania	746	781	662	353
Suedia	67	152	219	48
Total, CE15	**3634**	**5923**	**5581**	**2827**

1.2. Toxicitatea poluanţilor din termoenergetică

Din punct de vedere ecologic, există importante deosebiri între diversele categorii de poluanţi. Astfel, se deosebesc [1.18, 1.25, 1.31]:

- ✓ poluanţi cu acţiune directă asupra organismului uman, cum sunt oxizii de azot, oxizii de sulf, monoxidul de carbon şi unele metale grele;
- ✓ poluanţi cu acţiune directă asupra vegetaţiei, cum sunt dioxidul de sulf şi combinaţiile clorului cu hidrogenul;
- ✓ poluanţi care stau la baza formării de acizi, cum sunt SO_2, SO_3, NO şi NO_2;
- ✓ poluanţi care devin factori de influenţă ai climei, aşa cum sunt CO_2, NO_2 şi N_2O, precum şi factori importanţi în accentuarea efectului de seră sau care contribuie la distrugerea ozonului stratosferic.

1.2.1. Compuşi organici volatili

Cei mai reprezentativi compuşi organici volatili sunt produsele petroliere: benzină, eteri de petrol, benzen, acetonă, cloroform, eteri, fenoli, sulfură de carbon etc. Cele mai mari cantităţi sunt generate de motoarele cu ardere internă, însă, nu pot fi neglijate cantităţile produse de termoenergetică sau de incinerarea deşeurilor.

Impactul asupra mediului este similar celui determinat de ozonul troposferic, deoarece COV şi NO_x contribuie, în mod decisiv, la formarea ozonului [1.18].

În anumite ţări, precum SUA, concentraţiile de compuşi organici volatili, ca şi cele de NO_x, nu sunt, actualmente, normate, însă, nocivitatea lor este pusă în evidenţă prin concentraţia ozonului, fiind impuse limite drastice acestui poluant. În Germania, sunt normate concentraţiile de hidrocarburi, la fel ca şi în ţara noastră, unde, prin STAS 12574-87, sunt prevăzute concentraţiile maxime admisibile pentru fenoli, benzen etc.

1.2.2. Acţiunea toxică a oxizilor de carbon

Monoxidul de carbon este un gaz inodor şi incolor, care rezultă, în principal, prin arderea diverşilor carburanţi. CO este unul dintre toxicii cu mare răspândire, în mediile urbane, puternic industrializate, sursa principală de poluare fiind motoarele cu ardere internă. Sursele staţionare pot genera emisii de CO, importante, numai în condiţiile unei conduceri incorecte a procesului de combustie [1.1, 1.4, 1.6, 1.44].

Impactul la mediu se caracterizează prin aceea că, odată inhalat, CO înlocuieşte oxigenul, în circulaţia sângelui, determinând tulburări de vedere, reducerea capacităţii mentale şi fizice şi, chiar, efecte grave asupra sistemului nervos, cardiovascular şi pulmonar [1.36].

Proprietăţile fizico-chimice ale CO, care-l fac atât de uşor permeabil în sânge sunt: densitate apropiată de aceea a aerului, difuzibilitate mare şi afinitatea mare a hemoglobinei, pentru CO.

Conform standardului 12574-87, concentraţiile maxime admisibile de CO sunt de 6 mg/m^3 pentru media de scurtă durată (30 min.) şi 2 mg/m^3 pentru media pe 24 ore. În SUA, concentraţia maximă este de 10 $\mu g/m^3$ pentru media pe 8 ore.

Dioxidul de carbon este toxic numai în concentraţii foarte mari (de peste 5000 ppm). CO_2 influenţează clima, prin accentuarea efectului de seră, contribuţia care-i revine fiind apreciată la 50 % [1.13, 1.18, 1.21, 1.25].

Până în prezent, nu există soluţii viabile, din punct de vedere tehnic şi economic, pentru eliminare a emisiilor de CO_2. Singura soluţie fezabilă, în stadiul actual, este aceea a creşterii eficienţei proceselor de producere, transformare şi utilizare a energiei electrice şi termice sau dezvoltarea energeticii nucleare şi a generării prin tehnici neconvenţoionale. La nivel mondial, se urmăreşte reducera emisiilor actuale de CO_2, la nivelul anului 1990.

Omenirea nu trebuie să uitate că, din fericire, procesul de asimilare clorofiliană consumă CO_2, generând glucide şi oxigen.

1.2.3. Efectele nocive ale compuşilor sulfului

Principala sursă de poluare a atmosferei cu oxizi de sulf o constituie centralele termoelectrice care ard cărbuni şi păcură şi ale căror emisii pot depăşi 60 % din totalul emisiilor de oxizi de sulf, raportate la SO_2.

În procesul de combustie, cea mai mare parte (peste 95 %) a sulfului, conţinut de combustibil, se transformă în SO_2, iar restul în SO_3 (§ 2.1.). Conversia SO_2, în SO_3, are loc în flacără, dar numai în arderii cu exces mare de oxigen. Oxidarea suplimentară a SO_2 poate avea loc şi în canalele de gaze de ardere, în prezenţa oxizilor de vanadiu şi, chiar, de fier, care au rol de catalizator al reacţiei de oxidare a SO_2, la SO_3. Această reacţie poate avea o cinetică ridicată, la nivelul reactoarelor catalitice ale sistemelor de denitrurare (§ 3.2.2.1.), perturbând funcţionarea acestora.

Evacuat în atmosferă, SO_2 reacţionează, în proporţie de 1 ÷ 2 ‰/h, cu oxigenul, sub acţiunea radiaţiilor ultraviolete, generând SO_3. Acest gaz reacţionează cu vaporii de apă şi formează acidul sulfuric. În perioadele cu ceaţă şi în zilele foarte umede, se atinge un grad de transformare de până la 15,7 %.

SO_2 este un gaz incolor, cu miros înăbuşitor şi pătrunzător. Impactul la mediu al gazului SO_2 se concretizează prin amplificarea efectelor bolilor respiratorii cronice. În concentraţii scăzute, provoacă spasm şi contracţia muşchilor căilor respiratorii superioare, iar în concentraţii mari, provoacă arsura mucoaselor respiratorii şi conjunctivale, tulburări de respiraţie, senzaţie de sufocare.

Efectele nocive ale SO_3 sunt prezentate, în tabelul 1.6, pentru diferite concentraţii ale acestui gaz în aerul atmosferic [1.10].

Tabelul 1.6. Efectele nocive ale SO_3 în aer

Concentraţia (ppm)	**Efecte fiziologice**	**Observaţii**
0,3 ÷ 1,0	Se face simţit prin miros	Concentraţii tolerabile în ateliere şi zone de lucru.
1 ÷ 10	Este posibilă iritarea căilor respiratorii şi a ochilor	Posibilităţi de suportare scăzând până la o oră cu creşterea concentraţiei.
10 ÷ 100	Iritarea accentuată a ochilor şi a căilor respiratorii superioare	Idem, ca mai sus.
150 ÷ 650	Atac al aparatului respirator	O jumătate de oră, până la o oră, de expunere poate pune viaţa în pericol, funcţie de individ.
10000 sau 1%	Paralizie respiratorie, progresivă	Concentraţie rapid mortală. O iritare vie a părţilor umede ale pielii, ce apare după câteva minute, este un indiciu al intoxicării.

Prezenţa oxizilor de sulf, în mediul ambiant, se manifestă atât prin lezarea, directă, a plantelor, cât şi prin modificarea compoziţiei apei şi solului. Astfel, SO_2, în concentraţie mare, distruge clorofila, acţiunea sa amplificându-se, prin sinergism cu NO_2.

Oxizii de sulf, respectiv acizii sulfuros şi sulfuric, care rezultă prin hidratarea acestora, determină fenomene de coroziune, decolorarea diferitelor materiale, reducerea

rezistenţei şi a elasticităţii unor compuşi organici.

În România, standardul l2574-87 normalizează concentraţiile maxime de SO_2 astfel: 0,75 mg/m^3- medie pe 30 min., 0,25 mg/m^3- medie pe 24 ore şi 0,0l mg/m^3-medie anuală. Standardul SUA indică, pentru emisiile, de SO_2, rezultate din centralele electrice şi din industrie, o cantitate de 0,365 mg/m^3- medie pe 24 ore.

Hidrogenul sulfurat, sau acidul sulfhidric, este un gaz incolor, cu miros neplăcut, toxic, solubil în apă, perceptibil numai în cantităţi şi concentraţii foarte mici. Sursa principală a emisiilor de H_2S o reprezintă industria petrochimică, însă şi anumite procese din energetică, precum producerea apei grele şi gazeificarea cărbunilor, sunt surse de poluare cu hidrogen sulfurat.

Toxicitatea accentuată a H_2S determină un impact agresiv asupra organismelor vii. Respirat, în concentraţie mare, el provoacă moartea, prin formarea unor combinaţii cu hemoglobina şi prin paralizia centrului nervos, care comandă respiraţia. În concentraţie mică, este mai puţin periculos, deoarece organismul uman poate descompune, în timp, anumite cantităţi de H_2S. În concentraţii foarte mici, de 0,00l4 ÷ 0,0028 mg/l, are miros foarte neplăcut, fapt care avertizează asupra prezenţei poluantului.

Concentraţiile de H_2S, indicate în STAS l2574-87, sunt următoarele: 0,015 mg/l - pentru media pe 30 min. şi 0,008 mg/l - pentru media pe 24 ore.

1.2.4. Acţiunea toxică şi corosivă a compuşilor azotului

Principalii poluatori ai atmosferei, cu oxizi de azot (NO_x), sunt sursele mobile, însă, nu poate fi neglijată poluarea generată de surse staţionare, precum: centralele electrice, întreprinderile industriale, locuinţele cu surse proprii de încălzire.

Prin agresivitatea şi toxicitatea lor, oxizii de azot şi acidul azotic sunt extrem de periculoşi pentru om. Ei atacă mucoasele, căile respiratorii şi transformă oxihemoglobina în metahemoglobină, fapt care poate conduce la paralizii. O expunere mai îndelungată la acţiunea oxizilor de azot, chiar şi la concentraţii foarte mici (de numai 0,5 ppm), slăbeşte organismul uman, sensibilizându-l, foarte mult, la infecţii bacteriene. Acest gen de influenţă este mai pregnantă la copii. În plus, trebuie menţionat faptul că toxicitatea oxizilor de azot creşte, foarte mult, prin sinergism cu alte substanţe toxice.

Acidul azotic, format din reacţia NO_2 cu H_2O, determină apariţia mai multor tipuri de coroziune, ce afectează, grav, construcţiile metalice. H_2NO_3 formează azotaţi, prin reacţie cu diferiţi cationi, prezenţi în atmosferă. Aceştia au acţiune corosivă asupra cuprului, alamei, aluminiului, nichelului etc., distrugând reţele electrice şi de telecomunicaţie. Aceste procese pot avea loc chiar şi la concentraţii foarte mici ale oxizilor de azot, în aerul atmosferic (0,08 ppm).

Caracterul puternic oxidant şi nitrurant al oxizilor de azot şi al acidului azotic este principala cauză a distrugerii maselor plastice, lacurilor şi vopselelor, utilizate, ca acoperiri de protecţie, în instalaţii industriale. NO_x acţionează, distructiv, asupra materialelor de construcţie, din grupa carbonaţilor (marmura). Oxizii de azot pătrund în microfisurile acestor materiale, formează nitraţi, care, prin cristalizare, măresc fisurile.

Măsurile primare şi secundare, aplicate pentru reducerea emisiilor de oxizi de azot, sunt, întotdeauna, însoţite de producerea unor emisii secundare de CO, N_2O şi NH_3. Se înregistrează, astfel, o creştere, cu până 10 %, a concentraţiei anuale de N_2O, la nivelul troposferei.

Efectul nociv al N_2O este dublu. În primul rând, trebuie menţionată contribuţia pe care acesta o are la intensificarea efectului de seră. Cel mai nociv efect al prezenţei N_2O, în atmosferă, este, însă, acela de distrugere a stratului protector de ozon. Astfel, N_2O face parte din categoria gazelor inerte, în troposferă, dar nocive în stratosferă, datorită efectului său catalitic, în cadrul unor reacţii fotochimice ce dezvoltă radicali activi, care distrug ozonul. Fenomenul este puternic accentuat de faptul că durata de viaţă a N_2O este foarte mare (până la 180 ani) [1.10].

Standardul 12574-87 prevede, pentru NO_2, concentraţii maxime admisibile de 0,3 mg/m^3- medie pe 30 min.; 0,1 mg/m^3- medie pe 24 ore şi 0,01 mg/m^3- medie anuală.

Amoniacul este un compus hidrogenat al azotului, este un gaz incolor, cu miros puternic, înecăcios. Amoniacul se dizolvă foarte uşor în apă. Astfel, un litru de apă, la temperatura de 0 ^oC, dizolvă ll50 l de amoniac. Soluţiile de amoniac au densitate mai mică decât apa şi reacţie bazică.

Sursa principală de poluare cu NH_3 este chiar procesul de fabricare al acestuia. O altă sursă de emisie a NH_3 o reprezintă procesele tehnologice de producere a acidului azotic, azotatului de amoniu şi ureei. În sfârşit, o sursă de poluare cu NH_3, importantă cantitativ, provine din agricultura zonelor cu vegetaţie intensă. Emisiile antropice de NH_3 reprezintă 80 % din totalul de astfel de emisii, la scară planetară. Nu trebuie neglijată emisia de NH_3 din sistemele de tratare a emisiilor de NO_x ale centralelor electrice.

Efectul NH_3, asupra organismelor, este sufocarea. La expuneri îndelungate sau repetate, căile respiratorii sunt grav afectate. Deoarece amoniacul din aer se dizolvă, foarte uşor, în apă, el este antrenat, de precipitaţii, şi ajunge în apele de suprafaţă, participând la eutrofizarea acestora.

1.2.5. Substanţe toxice aeropurtate

Turnătoriile de metale, rafinăriile, sursele staţionare de ardere a combustibililor, emit substanţe anorganice aeropurtate, precum: plumb, cadmiu, arsen, crom, mercur, beriliu, dar şi substanţe organice (clorura de vinil, benzenul). Emisiile de substanţe toxice, aeropurtate, ajung în atmosferă, direct sau indirect, prin intermediul gazelor evacuate, la coşurile înalte ale diferitelor industrii [1.29, 1.34].

Expunerea, la aceste substanţe toxice, poate fi directă, prin inhalarea lor, dar şi indirectă, prin consumarea alimentelor şi a apei contaminate. Aceste substanţe se acumulează în organism, putând afecta sănătatea. Astfel, beriliul provoacă boli pulmonare, ale ficatului, rinichilor, splinei şi glandelor limfatice; arsenul provoacă boli maligne; benzenul provoacă leucemie; clorura de vinil provoacă cancerul ficatului şi al plămânilor. Numeroase alte substanţe toxice aeropurtate afectează căile respiratorii, plămânii şi produc dereglări ale sistemului nervos [1.9, 1.23, 1.30].

Pentru unele dintre substanţele aeropurtate, s-au luat măsuri de diminuare a cantităţilor emise, exemple, în acest sens, fiind fabricarea benzinelor fără Pb, înlocuirea freonilor şi halonilor, cu alte substanţe, care nu afectează ozon troposferic [1.18, 1.24].

Pentru unele substanţe toxice aeropurtate sunt indicate concentraţiile maxime admisibile în STAS 12574-87. Astfel, concentraţiile maxime admisibile, ca medii zilnice, sunt: 0,007 mg/l - pentru plumb; 0,003 mg/l - pentru arsen şi 0,8 mg/l - pentru benzen.

Din categoria substanţelor aeropurtate, temporar, fac parte şi pulberile sedimentabile şi cele în suspensie. Diferenţa dintre acestea este doar de viteză de sedimentare gravitaţională, strâns legată de densitatea substanţelor şi de dimensiunile particulelor.

Sursele antropice de poluare cu particule în suspensie sunt: fabricile de ciment şi azbest, laminoarele de oţel, turnătoriile de metale, centralele termoelectrice, care funcţionează cu combustibili solizi, instalaţiile de decorticare a bumbacului, motoarele Diesel, elevatoarele pentru manipularea cerealelor, şantierele de construcţie etc.

Pulberile, praful, aerosolii şi fumul pot avea efecte negative asupra mediului, pe termen scurt sau lung. În ceea ce priveşte afectarea sănătăţii umane, efectele constau în iritarea ochilor, a gâtului şi în reducerea rezistenţei la infecţii. Particulele în suspensie, provenite de la eşapamentul motoarelor Diesel, pot produce cancer pulmonar. Unele pulberi pot aduce prejudicii florei şi faunei sau pot cauza coroziunea unor construcţii.

Cenuşa zburătoare, eliminată prin coşurile de fum ale instalaţiilor de ardere, praful de cenuşă, fin, antrenat de vânt, din haldele de depozitare, şi praful de cărbune, provenit din haldele de cărbune sau din transportul şi prepararea acestuia, pe lângă faptul că se constituie într-o noxă solidă, au efect de contaminare a mediului şi prin vehicularea gazelor nocive la distanţe mari, în raport cu locul emisiei. Un asemenea exemplu îl constituie monoxidul de carbon, care poate să ajungă la distanţe foarte mari, de locul unde a fost emis, numai purtat de praful de cenuşă.

Toxicitatea accentuată a poluanţilor atmosferei a determinat Organizaţia Mondială a Sănătăţii să impună limite maxime admisibile pentru diferiţii poluanţi, funcţie de durata de expunere. Pentru principalii poluanţi atmosferici ai proceselor de combustie, aceste valori limită sunt date în tabelul 1.7 [1.33].

Tabelul 1.7. Valori maxime admisibile, impuse de Organizaţia Mondială a Sănătăţii, pentru o serie de poluanţi atmosferici

Poluantul	**Cantitatea maximă** ($\mu g/m^3$)	**Durata de expunere**
Dioxid de sulf (SO_2)	500	10 minute
	350	1 oră
	100 ÷ 150	24 ore
	40 ÷ 60	1 an
Dioxid de azot (NO_2)	400	1 oră
	150	24 ore
Monoxid de carbon (CO)	30	1 oră
	10	8 ore

Tabelul 1.7. - continuare

Particule aflate în suspensie în fumul negru	100 ÷ 150*)	24 ore
	40 ÷ 60*)	1 an
Cantitatea totală de particule aeropurtate	150 ÷ 230	24 ore
	60 ÷ 90*)	1 an
Particule mici (mai mici de 10 μm), ce pătrund în plămâni	70*)	24 ore
Plumb	60 ÷ 90	1 an
*) – Valori orientative, pentru cazul expunerii simultane la dioxid de sulf şi particule, aceste valori putând să nu fie aplicate atunci când este prezentă numai una dintre cele două componente.		

1.3. Legislaţie de mediu. Normative

Poluarea mediului este dintre problemele, sociale şi economice, contemporane, proporţiile alarmante ale poluării impunând adoptarea unor măsuri legislative severe.

Starea mediului preocupă ţările membre ale Organizaţiei Naţiunilor Unite, care şi-au propus dezvoltarea unor activităţi comune, în domeniul protecţiei şi conservării mediului, mai ales prin introducerea unor legislaţii naţionale şi internaţionale.

Pe linia reuniunilor, la nivel înalt, care şi-au propun dezbaterea şi găsirea de noi soluţii pentru rezolvarea problemelor globale ale protecţiei mediului, se înscrie şi Conferinţa Naţiunilor Unite privind Mediul şi Dezvoltarea, care a avut loc la Rio de Janeiro, în iulie 1992. Esenţială a fost decizia ţărilor participante pentru o dezvoltare durabilă, prin abordarea integrată a aspectelor economice şi sociale, de mediu. Cu prilejul acestui summit, a fost adoptată Convenţia-cadru a Naţiunilor Unite asupra Schimbărilor Climatice, prin care, ţările semnatare se angajau să reducă emisiile de gaze cu efect de seră.

Protocolul semnat la a treia Conferinţă a Părţilor semnatare ale Convenţiei, care a avut loc la Kyoto, în anul 1997, stabileşte termene şi sarcini pentru reducerea nivelului emisiilor poluante. Astfel, ţările industrializate vor trebui să reducă emisiile, în perioada 2008 – 2012, cu aproximativ 5,2 %, în raport cu acelea din anul 1990.

Protocolul de la Kyoto va intra în vigoare atunci când va fi ratificat de cel puţin 55 dintre ţările semnatare, dar numai în condiţiile în care totalul emisiilor poluante ale acestor ţări au o pondere de 55 %, din poluarea generată de ţările semnatare a Convenţiei-cadru de la Rio. Până în luna iulie 2003, Protocolul a fost ratificat de 11 ţări, însă ale căror emisii nu reprezintă decât 44,2 % din totalul emisiilor ţărilor semnatare. Statele Unite ale Americii şi Australia au declarat ca nu vor semna Protocolul, astfel încât, pentru adoptarea internaţională a acestuia rolul decisiv îi revine Rusiei [1.7]. Chiar şi în aceste condiţii, ţările Uniunii Europene îşi menţin angajamentul de reducere, cu 8 %, a emisiilor, angajament care trebuie preluat de ţările membre, prin sarcini specifice, pentru fiecare dintre ele.

România a ratificat Convenţia-cadru a Naţiunilor Unite asupra Schimbărilor Climatice, prin legea 24/1994, şi este înregistrată în Anexa I la Convenţie, ca ţară în tranziţie. România este prima ţară, dintre cele înregistrate în Anexa I, care a ratificat

Protocolul de la Kyoto, prin legea 3/2001. Angajamentul României, pentru reducerea gazelor cu efect de seră, este acelaşi cu cel al ţărilor membre ale Uniunii Europene, însă, reducerea emisiilor, cu 8 %, va fi raportată la anul 1989, şi nu la anul 1990. Asigurarea îmbunătăţirii condiţiilor de mediu poate impune: oprirea sau reducerea activităţilor intens poluante, restructurări industriale, refacerea treptată a mediului şi prevenirea, prin control continuu, a oricăror evenimente de natură să afecteze mediul [1.4, 1.8, 1.15, 1.35]. Pe de altă parte, lipsa actuală de fonduri, la nivelul întregii economii româneşti, impune obţinerea de împrumuturi şi subvenţii, pentru intervenţiile foarte costisitoare. Pot fi luate, însă, măsuri pentru introducerea unor mecanisme de descurajare a întârzierii în luarea deciziilor, cu privire la mediu, şi pentru valorificarea, economică, a deşeurilor, rezultate din aplicarea unor procedee nepoluante sau de captare a unor emisii poluante [1.21, 1.23].

În România, protecţia şi conservarea mediului înconjurător constituie o problemă de interes naţional. Cele mai importante acte normative, care conţin reglementări referitoare la protecţia mediului sunt: Constituţia, legile cu referire la mediu, decretele, hotărârile, tratatele şi convenţiile internaţionale. Legislaţia existentă nu acoperă întreaga gamă de aspecte, ea trebuind completată cu noi acte normative, atât în ceea ce priveşte respectarea principiilor generale de protecţie a mediului, cât şi aplicarea acestora, respectând, în acelaşi timp, tradiţia românească, în domeniu.

Legislaţia de mediu din România este în deplin acord cu legislaţia europeană. Reglementările europene, în domeniul mediului, pot fi clasificate în următoarele categorii:

- ✓ Legislaţie de mediu, un ansamblu de 300 acte normative (directive, regulamente, decizii, recomandări); la rândul său, legislaţia europeană de mediu poate fi clasificată în:
  - legislaţie orizontală, aşa cum este aceea referitoare la managementul de mediu;
  - legislaţie sectorială, orientată pe probleme specifice, cum sunt calitatea aerului, managementul deşeurilor, calitatea apei, protecţia naturii, controlul poluării industriale şi managementul riscului (pentru substanţe chimice şi substanţe organice modificate genetic; pentru poluarea sonoră, generată de vehicule şi utilaje; pentru securitatea nucleară şi protecţia împotriva radiaţiilor);
- ✓ Documente cu caracter politic, un pachet de cinci programe de acţiune, de politici şi strategii sectoriale, comunicate şi declaraţii; toate aceste documente nu au forţă juridică;
- ✓ Acquis comunitar de mediu, care, actualmente, reprezintă un pachet redus de reglementări, format din 70 directive şi 11 regulamente, adoptate în baza tratatelor constitutive, tratatelor internaţionale, semnate de Consiliul Europei, şi a principiilor rezultate din jurisprudenţa Curţii Europene de Justiţie.

Cadrul legislativ, din domeniul protecţiei mediului, îşi propune prevenirea şi reducerea poluării, de orice natură, conservarea şi păstrarea calităţii factorilor de mediu, gospodărirea responsabilă a resurselor naturale şi evitarea supraexploatării, reconstrucţia ecologică a zonelor afectate de poluarea generată de activităţile antropice şi feno-

menele naturale distructive, precum şi păstrarea unui echilibru între mediul natural şi calitatea vieţii [1.2, 1.19, 1.23, 1.26].

În România, legea de bază, în acest domeniu, este Legea Protecţiei Mediului (Legea 137/1995, republicată în anul 2000 şi, ulterior, modificată prin Ordonanţa de Urgenţă a Guvernului României, nr. 91/iunie, 2002). Această lege face referire la activităţile antropice care sunt supuse procedurii de evaluare a impactului asupra mediului, în vederea eliberării acordului şi/sau autorizaţiei de mediu. Dintre aceste activităţi, pot fi enumerate următoarele: transporturi (rutier, feroviar, naval şi fluvial, aerian), energie (producţie, transport şi stocare), construcţii hidrotehnice, eliminarea deşeurilor şi a ambalajelor, apărarea naţională, sport, turism, agrement, industrie, alte lucrări sau instalaţii.

Câteva dintre actele normative, legi, ordonanţe, standarde, care legiferează activitatea de protecţie a mediului sunt enumerate în caseta 1.1.

Caseta 1.1. Exemple de reglementări în domeniul protecţiei mediului

Legi generale de mediu

Lege nr. 137/1995, Legea protecţiei mediului; republicată în anul 2000 şi, ulterior, modificată prin Ordonanţa de Urgenţă a Guvernului României, nr. 91/iunie, 2002.
Lege nr. 107/1996, Legea apelor.
Lege nr. 73/2000, Legea privind Fondul pentru Mediu; modificată prin Ordonanţa de Urgenţă a Guvernului României, nr. 93/21.06.2002 şi, ulterior prin Legea nr.293/15.05.2002.
Lege nr. 3/2001, Lege pentru ratificarea Protocolului de la Kyoto la Convenţia-cadru a Naţiunilor Unite asupra schimbărilor climatice, adoptat la 11 decembrie 1997.
Lege nr. 150/2001, Lege pentru acceptarea Amendamentului la Protocolul de la Montreal privind substanţele care epuizează stratul de ozon, adoptat la cea de-a IX-a reuniune a părţilor, la Montreal, din 15 – 17 septembrie 1997.
Lege nr. 426/2001, Lege privind aprobarea Ordonanţei de urgenţă a Guvernului nr. 78/2000, privind regimul deşeurilor.
Lege nr. 451/2001, Lege privind aprobarea Ordonanţei de urgenţă a Guvernului nr.200/2000, privind clasificarea, etichetarea şi ambalarea substanţelor şi preparatelor chimice periculoase.
Lege nr. 655/2001, Lege pentru aprobarea Ordonanţei de urgenţă a Guvernului nr. 243/2000 privind protecţia atmosferei.
Lege nr. 645/2002, Lege pentru aprobarea Ordonanţei de urgenţă a Guvernului nr. 34/2002 privind prevenirea, reducerea şi controlul integrat al poluării.
Lege nr. 271/2003, Lege pentru ratificarea protocoalelor Convenţiei asupra poluării atmosferice transfrontiere pe distanţe lungi, încheiată la Geneva la 13 noiembrie 1979, adoptate la Aarhus la 24 iunie 1998 şi la Gothenburg la 1 decembrie 1999.
Lege nr. 167/2003, Lege pentru aprobarea Ordonanţei Guvernului nr. 81/2000 privind certificarea încadrării vehiculelor rutiere înmatriculate în normele tehnice privind siguranţa circulaţiei rutiere, protecţia mediului şi folosinţa conform destinaţiei, prin inspecţia tehnică periodică.
Directiva 96/61/EEC, Controlul integrat şi prevenirea poluării, transpusă prin OUG. nr. 34/2002 – prevenirea, reducerea şi controlul integrat al poluării şi aprobată prin legea nr. 645/2002; România cere o perioadă de tranziţie, din 2007 – 2015, pentru aplicare.

Hotărâri ale Guvernului României

Hotărâre nr. 511/1994, Hotărâre privind adoptarea unor masuri pentru prevenirea şi combaterea poluării mediului de către societăţile comerciale din a căror activitate rezulta unele deşeuri poluante.
Hotărâre nr. 172/1997, Hotărâre pentru înfiinţarea Registrului Naţional al Substanţelor Chimice Potenţial

Toxice şi aprobarea regulamentului de organizare şi funcţionare a acestuia.
Hotărâre nr. 730/1997, Hotărâre pentru aprobarea Normativului privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanţi a apelor uzate evacuate în resursele de apă.
Hotărâre nr. 618/2000, Hotărâre pentru aprobarea Criteriilor pe baza cărora se aloca agenţilor economici din industrie sumele din Fondul special pentru reducerea riscurilor tehnologice la utilaje, echipamente şi instalaţii industriale, a Grilei de evaluare pentru alocarea sumelor, precum şi a Normelor metodologice de programare, de calcul, de raportare şi de control referitoare la acest fond special.
Hotărâre nr. 118/2002, Hotărâre privind aprobarea Programului de acţiune pentru reducerea poluării mediului acvatic şi a apelor subterane, cauzata de evacuarea unor substanţe periculoase.
Hotărâre nr. 188/2002, Hotărâre pentru aprobarea unor norme privind condiţiile de descărcare în mediul acvatic a apelor uzate (prin care se aprobă normele tehnice şi procedurile de aplicare NTPA 002/2002, NTPA 011/2002, NTPA 001/2002); este în strânsă concordanţă cu Directiva 91/271/EEC.
Hotărâre nr. 674/2002, Hotărâre privind aprobarea Regulamentului de organizare şi funcţionare a Comisiei centrale pentru explozii mari la suprafaţă şi in subteran, accidente chimice şi avarii deosebit de grave la conducte magistrale şi urbane.
Hotărâre nr. 124/2003, Hotărâre privind prevenirea, reducerea şi controlul poluării cu azbest.
Hotărâre nr. 297/2003, Hotărâre privind înfiinţarea, organizarea şi funcţionarea Gărzii Naţionale de Mediu.
Hotărâre nr. 699/2003, Hotărâre privind stabilirea unor măsuri pentru reducerea emisiilor de compuşi organici volatili datorate utilizării solvenţilor organici în anumite activităţi şi instalaţii.

Ordine ale Ministerului Agriculturii, Pădurilor, Apelor şi Mediului

Ordin nr. 125/1996, Ordin pentru aprobarea Procedurii de reglementare a activităţilor economice şi sociale cu impact asupra mediului înconjurător.
Ordin nr. 184/1997, Ordin pentru aprobarea Procedurii de Realizare a Bilanţurilor de Mediu.
Ordin nr. 756/1997, Ordin pentru elaborarea Reglementării privind evaluarea poluării mediului.
Ordin nr. 705/1998, Ordin din 7 septembrie 1998 al Ministrului Apelor, Pădurilor ţi Protecţiei Mediului (pentru constituirea reţelei naţionale de supraveghere meteorologica şi a reţelei naţionale de observaţii şi măsurători hidrologice şi hidrogeologice).
Ordin nr. 745/2002, Ordin privind stabilirea aglomerărilor şi clasificarea aglomerărilor şi zonelor pentru evaluarea calităţii aerului în România.
Ordin nr. 860/2002, Ordin pentru aprobarea procedurii de evaluare a impactului asupra mediului şi de emitere a acordului de mediu.
Ordin nr. 863/2002, Ordin pentru aprobarea ghidurilor metodologice aplicabile procedurii-cadru de evaluare a impactului asupra mediului.
Ordin nr. 1103/2002, Ordin pentru aprobarea Normelor metodologice privind măsurarea şi analiza emisiilor de compuşi organici volatili rezultaţi din depozitarea şi distribuţia benzinei la terminale şi la staţiile de benzină.
Ordin nr. 1144/2002, Ordin pentru înfiinţarea Registrului poluanţilor emişi de activităţile aflate sub incidenţa OUG nr. 34/2002.
Ordin nr. 1147/2002, Ordin pentru aprobarea Normativului tehnic privind depozitarea deşeurilor – construirea, exploatarea, monitorizarea şi închiderea depozitelor de deşeuri.
Ordin nr. 818/2003, Ordin pentru aprobarea Procedurii de emitere a autorizaţiei integrate de mediu.
Ordin nr. 1440/2003, Ordin pentru aprobarea Ghidului Naţional (Ghidul EPER) de implementare a Registrului poluanţilor emişi de activităţile care intra sub incidenţa prevederilor OUG 34/2002, privind prevenirea, reducerea şi controlul integrat al poluării si modul de raportare al acestora.
Ordin nr. 36/2004, Ordin pentru aprobarea Ghidului tehnic general pentru aplicarea procedurii de emitere a autorizaţiei integrate de mediu.

Acte normative referitoare la sectorul energetic

Legi
Lege nr. 111/1996, Lege privind desfăşurarea în siguranţă a activităţilor nucleare.

Lege nr. 105/1999, Lege pentru ratificarea Convenţiei comune asupra gospodăririi în siguranţă a combustibilului uzat şi asupra gospodăririi în siguranţă a deşeurilor radioactive.
Lege nr. 703/2001, Lege privind răspunderea civilă pentru daune nucleare.
Lege nr. 320/2003, Lege pentru aprobarea Ordonanţei Guvernului nr. 11/2003 privind gestionarea combustibilului nuclear uzat şi a deşeurilor radioactive, inclusiv depozitarea finală.
Lege nr. 321/2003, Lege pentru aprobarea Ordonanţei Guvernului nr. 7/2003 privind utilizarea în scopuri exclusiv paşnice a energiei nucleare.
Lege nr. 438/2003, Lege privind aprobarea Ordonanţei Guvernului nr. 58/2003 pentru ratificarea Memorandumului de finanţare dintre Guvernul României şi Comisia Europeană referitor la Programul orizontal pentru asistenţa comunitară în domeniul securităţii nucleare pentru anul 2002 pentru România, semnat la Bucureşti, la 23 ianuarie 2003.
Directiva Consiliului Europei nr. 2001/80/EEC, Limitarea emisiilor în atmosferă a unor poluanţi proveniţi din instalaţiile mari de combustie; amendează Directiva 88/609/EEC – Instalaţii mari de combustie, intrată în vigoare la 27.11.2002; este transpusă în legislaţia românească prin HG 541/2003; România cere o perioadă de tranziţie, din 2007 – 2012.

Hotărâri ale Guvernului României

Hotărâre nr. 142/2003, Hotărâre privind limitarea conţinutului de sulf din combustibilii lichizi.
Hotărâre nr. 443/2003, Hotărâre privind promovarea producţiei de energie electrică din surse regenerabile de energie.
Hotărâre nr. 541/2003, Hotărâre privind stabilirea unor masuri pentru limitarea emisiilor în aer ale anumitor poluanţi proveniţi din instalaţii mari de ardere - înlocuieşte Ordinul nr. 462/1.07.1993 al Ministerului Apelor, Pădurilor şi Protecţiei Mediului, emis cu scopul reducerii la valori nepericuloase pentru mediu a emisiilor gazoase şi solide, şi care era în concordanţă cu Directiva Consiliului Europei nr. 88/609/EEC din 29.06.1988
Hotărâre nr. 1535/2003, Hotărâre privind aprobarea Strategiei de valorificare a surselor regenerabile de energie.

Ordine ale Ministerului Agriculturii, Pădurilor, Apelor şi Mediului

Ordin nr. 462/1993, Ordin pentru aprobarea Condiţiilor tehnice privind protecţia atmosferei şi Normelor metodologice privind determinarea emisiilor de poluanţi atmosferici produşi de surse staţionare.
Ordin nr. 592/2002 Ordin pentru aprobarea Normativului privind stabilirea valorilor limita, a valorilor de prag şi a criteriilor şi metodelor de evaluare a dioxidului de sulf, dioxidului de azot şi oxizilor de azot, pulberilor în suspensie (PM10 şi PM2,5), plumbului, benzenului, monoxidului de carbon şi ozonului în aerul înconjurător.
Ordin comun MAPM nr. 712/2003, MEC nr. 199/2003, MAI nr. 126/2004 pentru aprobarea Ghidului privind elaborarea propunerilor de programe de reducere progresivă a emisiilor provenite de la instalaţiile mari de ardere.
Ordin nr. 1052/2003, Ordin privind organizarea şi funcţionarea Secretariatului tehnic pentru controlul activităţilor instalaţiilor mari de ardere.
Ordin nr. 72/2004, Ordin pentru contingentarea consumului şi producţiei de substanţe care epuizează stratul de ozon în anul 2004.

Norme elaborate de Asociaţia Română de Standardizare (ASRO)

SR 13315/1996, Calitatea apei. Determinarea conţinutului de fier. Metoda spectrometrică de absorbţie atomică.
SR 7510/1997, Calitatea apei. Determinarea conţinutului de sulfuri. Metoda iodometrică.
SR 7877-1/1995, Calitatea apei. Determinarea conţinutului de produse petroliere. Metoda gravimetrică.
SR 7877-2/1995, Calitatea apei. Determinarea conţinutului de produse petroliere. Metoda spectrofotometrică.
SR EN ISO 5667-13/2000, Calitatea apei. Prelevare. Ghid general pentru prelevarea probelor de nămol din canalizări şi instalaţii de tratare şi epurare a apelor uzate.

SR EN ISO 5667-10/1994, Calitatea apei. Prelevare. Ghid pentru prelevarea apelor uzate.
SR ISO 6595/1997, Calitate apei. Determinarea arsenului total. Metoda spectrofotometrică cu dietildicarbonat de argint.
STAS 8900/1-71, Calitatea apei. Determinarea conţinutului de azotaţi;
SR ISO 6777/1996, Calitate apei. Determinarea conţinutului de nitriţi. Metoda prin spectrometrie de absorbţie moleculară.
STAS 12834/1990, Nămoluri rezultate de la tratarea apelor de suprafaţă şi epurarea apelor uzate. Determinarea conţinutului de calciu.
STAS 4706/1988, Ape de suprafaţă. Categorii şi condiţii tehnice de calitate.
STAS 9187/1984, Ape subterane. Determinarea reziduului fix.
STAS 6953/1981, Ape de suprafaţă şi ape uzate. Determinarea conţinutului de materii în suspensie, a pierderii la calcinare şi a reziduului de calcinare
STAS 7312/1983, Ape de suprafaţă şi ape uzate. Determinarea azotului.
STAS 7661/1989, Ape de suprafaţă şi ape uzate. Determinarea conţinutului de sulfiţi.
STAS 8601/1970, Ape de suprafaţă şi ape uzate. Determinarea sulfaţilor.
STAS 9375/1973, Ape de suprafaţă şi ape uzate. Determinarea siliciului.
SR EN 1610/2000, Execuţia şi încercarea racordurilor reţelelor de canalizare
SR EN 752-1 ÷ 7/1998,1999, Reţele de canalizare în exteriorul clădirilor.
STAS 1478/1990, Instalaţii sanitare. Alimentarea cu apă a construcţiilor civile şi industriale. Prescripţii fundamentale de proiectare.
STAS 10009/1988, Limite admise ale nivelului de zgomot.
STAS 12578/1987, Concentraţia pulberilor sedimentabile.

Norme elaborate de Comitetul European pentru Standardizare (CEN)

prEN 13656, Compoziţia reziduului: conţinutul de elemente din reziduu prin descompunerea asistată de microunde cu amestec de acid fluorhidric, acid azotic şi acid clorhidric.
prEN 13137, Compoziţia reziduului: determinarea carbonului organic total.
prEN 14346, Compoziţia reziduului: determinarea reziduului uscat şi al conţinutului de apă.
EN 11969/1996, Determinarea arsenicului din apă prin absorbţie atomică, metoda spectrometrică.
EN 12338/1998, Determinarea mercurului din apă; metode de îmbogăţire prin amalgamare.
EN 26777/1993, Determinarea nitriţilor din apă prin spectrometrie de absorbţie moleculară.
EN 1484/1997, Ghidul pentru determinarea totalului de carbon organic şi de carbon organic dizolvat.
EN ISO 10304-1/1995, Determinarea floruraţilor dizolvaţi, ai cloruraţilor, ai nitriţilor, a ortofosfaţilor şi a ionilor de sulf.
ENV 12260/1996, Determinarea azotului; determinarea legăturii azotului, după combustie şi oxidare la NO_2, folosind chemiluminiscenţa.
EN 13506/2001, Determinarea mercurului prin fluorescenţa atomică.
EN ISO 7393-3/2000, Determinarea clorului liber şi a clorului total din apă; metoda de titrare iodometrică pentru determinarea clorului total.
EN ISO 7980/2000, Determinarea calciului şi a magneziului din apă; spectrometrie bazată pe absorbţie atomică.
EN 1911-1÷3/1998, Determinarea acidului clorhidric gazos din aer.
EN 1948-1÷3/1996, Determinarea concentraţiei de dioxine şi furani din aer.
EN 12169/1999, Determinarea concentraţiei carbonului gazos total din aer, pentru concentraţii scăzute.
EN 13526/2001, Determinarea concentraţiei carbonului gazos total din aer, pentru concentraţii ridicate.
EN 13211-1;2/2001, Determinarea concentraţiei mercurului total.
EN 13284-1;2/2001, Determinarea masei concentraţiilor scăzute de pulberi în aer.
prEN 14385, Determinarea concentraţiei totale de elemente specifice în aer (As, Cd, Co, Cr, Cu, Mn, Ni, Pb, Sb, Ti, V).
WI 264-039, Determinarea concentraţiei monoxidului de carbon.
WI 264-040, Determinarea concentraţiei oxigenului molecular din gazele de ardere.
WI 264-041, Determinarea concentraţiei vaporilor de apă.

WI 264-042, Determinarea concentraţiei dioxidului de sulf (SO_2).
WI 264-063, Determinarea concentraţiei oxizilor de azot ($NO+NO_2$).
EN ISO 17025/2000, Cerinţe generale pentru competenţele laboratoarelor de testare şi calibrare.

Notă: Notaţiile au următoarea semnificaţie: **EN** şi **ENV** – standarde **CEN** aflate în vigoare; **prEN** – proiect de standard, disponibil dezbaterii publice, dar care mai poate suferi unele modificări; **WI** – desemnează un subiect la care va face referire un standard aflat în curs de elaborare.

Întrucât instalaţiile de ardere a combustibililor clasici se situează pe unul dintre primele locuri, în ceea ce priveşte poluarea mediului ambiant, este cu totul de aşteptat ca, pentru acestea, să fie prevăzute, prin reglementări speciale, valori limită ale emisiilor nocive, la coşul de fum. Asemenea norme au fost elaborate în toate ţările industrializate din lume, ele fiind mai mult sau mai puţin severe, în funcţie de specificul fiecărei ţări, de combustibilii utilizaţi, cu preponderenţă, de puterea instalată unitară a grupurilor energetice, de durata de viaţă reziduală a instalaţiilor, de nivelul de dezvoltare a tehnologiilor de ardere şi a celor de epurare a gazelor de ardere etc. În acest sens, în România, este în vigoare Hotărârea Guvernului, nr. 541/2003, privind stabilirea unor masuri pentru limitarea emisiilor în aer ale anumitor poluanţi proveniţi din instalaţii mari de ardere. Acest act normativ va înlocui Ordinul nr. 462/1.07.1993, al Ministerului Apelor, Pădurilor şi Protecţiei Mediului, emis cu scopul reducerii, la valori nepericuloase pentru mediu a emisiilor gazoase şi solide, şi care era în concordanţă cu Directiva Consiliului Europei nr. 88/609/EEC din 29.06.1988.

HG nr.541/2003 este, de fapt, transpunerea, în legislaţia românească, a Directivei Consiliului Europei, 2001/80/EEC, care amendează Directiva 88/609/EEC, şi este în strânsă corelaţie cu acte legislative precum: OUG nr. 34/2002, Ordonanţă privind prevenirea, reducerea şi controlul integrat al poluării, aprobată, cu unele modificări, prin Legea nr. 645/2002; OUG nr. 243/2000, Ordonanţă privind protecţia atmosferei, aprobată prin Legea nr. 655/2001; HG 142/2003, Hotărâre privind limitarea conţinutului de sulf din combustibilii lichizi (stabileşte conţinutul maxim de sulf din păcură şi motorină, altul decât cel reglementat prin HG nr. 1336/2000, privind limitarea conţinutului de sulf din motorină, şi prin HG nr. 732/2001, privind stabilirea condiţiilor de introducere pe piaţă a benzinei şi motorinei; cea mai mare relevanţă o are prevederea pentru păcură, conform căreia conţinutul maxim de sulf, în procente masice, nu trebuie să depăşească 1 %, începând cu data de 1 ianuarie 2007; Autoritatea publică centrală, pentru protecţia mediului, poate autoriza utilizarea păcurii cu un conţinut de sulf cuprins între 1 % şi 3 %, pe tot teritoriul ţării noastre sau numai în anumite zone, numai dacă emisiile de SO_2 nu depăşesc limita maximă admisibilă).

Prevederile HG nr. 541/2003 se aplică instalaţiilor de ardere a căror putere termică nominală este de cel puţin 50 MW, indiferent de tipul combustibilului utilizat. Aceste prevederi nu se aplică instalaţiilor mari de ardere care utilizează, în mod direct, produsele de ardere în procese tehnologice, precum: reîncălzirea sau încălzirea directă, uscarea, tratamente aplicate obiectelor sau materialelor (cuptoare de reîncălzire, cuptoare pentru tratamente termice); instalaţii de post-ardere; instalaţii de regenerare a catalizatorilor utilizaţi pentru cracare; instalaţii de conversie a hidrogenului sulfurat, în

sulf; reactoare utilizate în industria chimică; baterii de cocsificare; caupere; orice instalație utilizată pentru propulsie; turbine cu gaze utilizate pe platforme maritime.

Sinteza valorilor limită de emisie, pentru instalațiile mari de ardere, prevăzute în HG nr.541/2003 este dată în tabelul 1.8 [1.41].

Tabelul 1.8. Sinteza valorilor limită de emisie, prevăzute în HG nr.541/2003 este dată în tabelul 1.8.

Poluant	**Tipul de combustibil**	**Valori limită de emisie** (Nota 1) mg/Nm^3			
		50 ÷ 100 MW_t	100 ÷ 300 MW_t	300 ÷ 500 MW_t	> 500 MW_t
SO_2	Solid (Notele 2; 3)	2000	2000 ÷ 400, variație lineară		400
	Lichid	1700		1700÷400, variație lineară	400
	Gazos	35 – în general; 5 – gaz lichefiat; 800 – gaze cu putere calorifică redusă, provenite din gazeificarea reziduurilor din rafinărie, gaze de cocserie şi gaze de furnal cu putere calorifică mică			
NO_x	Solid (Notele 4; 5)	600			500, iar din 1.01.2016-200
	Lichid	450			400
	Gazos	300			200
Pulberi	Solid	100			50 (Nota 6)
	Lichid	50 (Nota 7)			
	Gazos	5 – în general; 1- gaz de furnal; 50 – gazele din industria siderurgică, care pot fi utilizate în altă parte			
SO_2, NO_x şi pulberi	Instalații mari de ardere cu focar mixt	(Nota 8)			

Note:
1. Valorile limită de emisie se consideră ca masa de substanță raportată la volumul de gaze reziduale, considerând conținutul de oxigen de 3 %, în volum, în cazul combustibililor lichizi şi gazoşi, de 6 %, în cazul combustibililor solizi şi de 15 %, în cazul turbinelor cu gaz.
2. Instalațiile cu o putere termică nominală ≥ 400 MW_t, care nu funcționează mai mult de
   - 2000 ore pe an, până la 31 decembrie 2015,
   - 1500 ore pe an, începând cu 1 ianuarie 2016

   (calculată ca medie a orelor de funcționare pe o perioadă de 5 ani) le este aplicabilă o valoare limită pentru SO_2 de 800 mg/Nm^3.
3. În cazul în care valoarea limită de emisie nu poate fi respectată, datorită caracteristicilor combustibilului, trebuie respectate următoarele rate de desulfurare:
   - cel puțin 60 %, pentru instalații mari de ardere, cu putere termică nominală ≤ 100 MW_t,
   - cel puțin 75 %, pentru instalații mari de ardere, cu putere termică între 100 MW_t şi 300 MW_t,
   - cel puțin 90 %, pentru instalații mari de ardere, cu putere termică nominală > 300 MW_t,
   - cel puțin 94 %, pentru instalații mari de ardere, cu putere termică nominală > 500 MW_t.
4. Până la 31 decembrie 2015, valoarea limită de emisie pentru NO_x este de 600 mg/Nm^3, pentru instalații cu putere termică nominală > 500 MW_t, a căror utilizare anuală (calculată ca medie pe ulti-

Tabelul 1.8. Continuare

mii cinci ani) nu depăşeşte 2000 ore, începând cu 1 ianuarie 2008. Din 1 ianuarie 2016, asemenea instalaţii, a căror durată de utilizare anuală nu depăşeşte 1500 ore (calculată ca medie pentru o durată de cinci ani) trebuie să respecte valoarea limită a emisiei de NO_x de 450 mg/Nm^3.
5. Până la 1 ianuarie 2018, instalaţiile mari de ardere care au funcţionat în cele 12 luni ce au precedat datei de 1 ianuarie 2001 şi care, după această dată, îşi continuă funcţionarea, utilizând combustibil solid cu un conţinut de compuşi organici volatili mai mic de 10 %, trebuie să respecte valoarea limită a emisiei de 1200 mg/Nm^3.
6. O valoare limită a emisiei de 100 mg/Nm^3 poate fi aplicată instalaţiilor existente cu o putere termică ≥ 500 MW_t care utilizează combustibil solid cu o putere calorifică mai mică de 5800 kJ/kg, cu conţinut de umiditate mai mare de 45 %, cu conţinut de umiditate şi cenuşă mai mare de 60 % şi cu conţinut de oxid de calciu mai mare de 10 %.
7. Valoarea limită a emisiei de 100 mg/Nm^3 nu poate fi aplicată instalaţiilor mari de ardere cu o putere termică mai mică de 500 MW_t care utilizează combustibil lichid cu conţinut de cenuşă > 0,06 %.
8. Instalaţiile care ard simultan doi sau mai mulţi combustibili, aşa cum este specificat în articolul 13, le sunt aplicabile valorile limită calculate conform prevederilor Anexei 8 a HG nr. 541/2003.

Conform prevederilor din HG nr.541/2003, instalaţiile mari de ardere sunt de trei categorii, în categoriile I şi II intrând acele instalaţii ale căror emisii nu se încadrează în limitele impuse ale emisiilor, iar în categoria a II-a instalaţiile care respectă valorile limită ale emisiilor poluante din atmosferă. Titularii activităţilor instalaţiilor mari de ardere, de tip I şi tip II, care nu respectă valorile limită de emisie pentru dioxid de sulf, oxizi de azot şi pulberi, au avut obligaţia de a elabora (până la data de 29 noiembrie 2003), programe de reducere, progresivă, a emisiilor anuale de astfel de poluanţi, în vederea atingerii acestor valori limită de emisie, după cum urmează:

- ✓ până la data de 1 ianuarie 2012, pentru instalaţiile mari de ardere de tip I;
- ✓ până la data de 1 ianuarie 2007, pentru instalaţiile mari de ardere de tip II.

Programele de reducere progresiva a emisiilor anuale de dioxid de sulf, oxizi de azot şi pulberi trebuie să cuprindă termenele şi modalităţile de implementare. Aceste programe cuprind următoarele capitole

- ✓ titularul (deţinătorul instalaţiei mari de ardere), sectorul de activitate şi coordonatorul, la nivel naţional, al activităţii respective;
- ✓ numele şi datele de contact ale responsabilului de mediu şi/sau ale persoanei care a întocmit programul de reducere;
- ✓ denumirea instalaţiei mari de ardere şi a elementelor componente ale acesteia;
- ✓ descrierea instalaţiei mari de ardere;
- ✓ valorile limită de emisie, prevăzute în conformitate cu HG nr. 541/2003, cu justificarea eventualelor derogări aplicabile;
- ✓ măsurile tehnologice propuse pentru reducerea progresivă a emisiilor de dioxid de sulf, oxizi de azot şi pulberi, cu stabilirea termenelor de implementare;
- ✓ măsuri pentru monitorizarea emisiilor de SO_2, NO_x şi pulberi;
- ✓ aspecte financiare;
- ✓ tabelul de sinteză cu informaţiile esenţiale, ce urmează a fi incluse în Programul Naţional de reducere a emisiilor de SO_2, NO_x şi pulberi.

În capitolul referitor la descrierea instalaţiei sunt menţionate toate informaţiile necesare pentru descrierea, cât mai clară, a instalaţiei, cum sunt: amplasamentul; istoricul instalaţiei; anul punerii în funcţiune; anul ultimei autorizări; modificări în timp ale puterii termice nominale; dacă s-a aflat în funcţiune în anul 2000; dezvoltări/modificări preconizate înainte de intrarea în vigoare a HG nr. 541/2003; stadiul obţinerii autorizaţiei integrate de mediu; descriere tehnologică; descrierea rolului instalaţiei în cadrul unităţii; descrierea echipamentelor care compun instalaţia; tehnica de combustie folosită; programul uzual de funcţionare zilnică, lunară şi anuală; date privind emisiile de poluanţi; tipul de combustibil utilizat; caracteristicile combustibililor utilizaţi (puterea calorifică, conţinutul masic de sulf, conţinutul de cenuşă etc.); sisteme de depoluare existente, eficienţa acestora, starea lor de funcţionare; metodologia utilizată, în cadrul unităţii, pentru evaluările privind emisiile de poluanţi.

Trebuie subliniat faptul că acest normativ prevede obligativitatea monitorizării emisiilor provenite de la instalaţiile mari de ardere.

Pentru a putea analiza evoluţia valorilor limită impuse instalaţiilor de combustie, în România, în tabelul 1.9 este dat un extras sintetic al prevederilor Ordinului nr. 426/1993 al Ministerului Apelor Pădurilor şi Protecţiei Mediului cu privire la normele de limitare a emisiilor de poluanţi pentru instalaţiile de ardere [1.3, 1.10, 1.11]:

Tabelul 1.9. Valori limită ale concentraţiei poluanţilor, prevăzute prin Ordinul 426/1993

Combustibil	**Poluantul**	**Valorile limită ale concentraţiei poluanţilor în gazele de ardere** (mg/Nm^3)	
		Instalaţii noi	Instalaţii vechi
Solid	Pulberi	100	150 pentru 50 < PT < 500 MW**); 100 pentru cazane cu PT>500 MW**)
	CO	250	-
	Oxizi de sulf SO_x (exprimaţi în SO_2)	2000; PT<100 MW; 2000 ÷ 400 pentru 100<PT<500 MW (variaţie lineară); 400 pentru PT>500 MW.	50 % grad maxim de emisie a sulfului (GMES) pentru cazane energetice cu o durată restantă de viaţă mai mare de 15 ani, la data aplicării normei**)
	NO_2	500 pentru PT<100 MW; 400 pentru PT>100 MW.	800 pentru PT>150 MW**)
Lichid	Pulberi	50	50 pentru cazane cu PT>500 MW
	CO	170	-
	Oxizi de sulf SO_x (exprimaţi în SO_2)	1700 pentru PT<300 MW; 400 pentru PT>300 MW.	1700 pentru cazane energetice mici din mediul urban şi pentru CT din Bucureşti, Constanţa sau staţiuni balneo*) 3400 pentru restul cazanelor
	NO_2	450	600 **)
Gazos	Pulberi	5	5 pentru PT>150 MW**)
	CO	100	-
	Oxizi de sulf SO_x (exprimaţi în SO_2)	35	50 pt. gaze naturale şi PT>150 MW; 1700 pentru gaze industriale şi PT> 150 MW
	NO_2	350	500 pentru PT>150 **)

Obs: PT – putere termică; GMES – grad maxim de emisie a sulfului, şi care reprezintă raportul dintre sulful aflat în gazele de ardere şi sulful introdus cu combustibilul; CT – centrale termice;
Data aplicării normei: *) – 01.01.1993; **) – 01.01.1998.

Analizând valorile limită din tabelele 1.8 şi 1.9, se constată că vechile norme nu erau, de fapt, mai permisive, existând situații în care erau chiar mai restrictive, aşa cum este cazul valorii admisibile pentru emisia de NO_x, în cazul instalații în care se ard cărbuni şi a căror putere este mai mică de 500 MW. Spre deosebire, însă, de noile norme, vechile norme erau mai puțin restrictive pentru instalațiile vechi, în timp ce în noile norme nu se fac diferențieri, în ceea ce priveşte nivelul emisiei, între instalațiile noi şi cele vechi, cu excepția unor derogări, prevăzute în HG nr. 541/2003.

Mai trebuie specificat şi faptul că, în cazul emisiei de NO_x, normele de imisie se referă numai la dioxidul de azot (cu excepția normelor din Ungaria şi Bulgaria), în timp ce normele de emisie se referă la total NO_x, nespecificându-se proporția diverşilor oxizi, în amestec. Concentrația de NO nu este limitată, prin normele de imisie, datorită slabei sale reactivități [1.2, 1.18] şi oxidării sale rapide, în atmosferă liberă, la NO_2.

Valorile limită, normate, ale concentrațiilor de poluanți nu sunt imuabile, ele reprezentând rezultatul unei evoluții, către niveluri mai restrictive. Se preconizează restricții mai drastice, pe măsura dezvoltării tehnologiile nepoluante (curate) de ardere şi de epurare a gazelor de ardere. Un exemplu edificator, în acest sens, îl reprezintă propunerile EURELECTRIC (Union of the Electricity Industry) de reducere a emisiilor generate de arderea combustibililor solizi, fiind specificate şi tehnologiile de epurare ce vor fi utilizate (tabelul 1.10) [1.42].

Tabelul 1.10. Propuneri EURELECTRIC pentru reducerea emisiilor instalațiilor de ardere a cărbunelui

Combus-tibil	**Tipul instalației**	**Tehnica de ardere**	**Tehnica de depoluare / Norma de emisie, în gaze uscate, la 6 % O_2** (mg/Nm^3)		
			Pulberi	SO_2	NO_x
Huilă	Nouă	Cărbune pulverizat	Electrofiltre 20 ÷ 30	Spălare umedă 140 ÷ 400	Sisteme catalitice 170 ÷ 200
					Metode primare 900 ÷ 2000
Lignit	Nouă	Cărbune pulverizat	Electrofiltre 20 ÷ 30	Adsorbant uscat 140 ÷ 400	Metode primare 170 ÷ 200
				Spălare umedă 140 ÷ 400	
Huilă, Lighit	Nouă	Strat fluidizat	Electrofiltre 20 ÷ 30	Injectare produs calcic 140 ÷ 200	Metode primare 170 ÷ 200
Huilă	Existentă	Cărbune pulverizat	Electrofiltre 30 ÷ 200	Spălare umedă 200 ÷ 400	Metode primare 150 ÷ 250
				Combustibil cu sulf puțin 900 ÷ 1000	Sisteme catalitice 200 ÷ 400
				Adsorbant uscat 400 ÷ 600	
Lignit	Existentă	Strat fluidizat	Electrofiltre 50 ÷ 200	Combustibil cu sulf puțin 200 ÷ 400	Metode primare 200 ÷ 400
Huilă	Existentă	Strat fluidizat	Electrofiltre 30 ÷ 200	Injectare produs calcic 300 ÷ 450	Fără măsuri de reducere 150 ÷ 700
Lignit	Existentă	Strat fluidizat	Electrofiltre 50 ÷ 200	Injectare produs calcic max. 400	-

Valorile limită ale emisiilor poluante, din gazele de ardere, sunt normate, în ţările Uniunii Europene, şi prin intermediul concentraţiei de ozon troposferic, din acest punct de vedere existând similitudini cu unele norme din SUA. Astfel, prin Directiva europeană privind concentraţia de ozon în aerul ambiant şi prin Decretul nr. 2002-213, din 2002, sunt limitate valorile admisibile ale emisiilor, conform tabelului 1.11 [1.45]

Tabelul 1.11. Valori impuse de normative europene

Valori limită ale poluanţilor, în aerul atmosferic, pentru protejarea sănătăţii umane Directiva europeană referitoare la ozon(1) şi Decretul nr. 2002-213/2002(2)								
Poluanţi	**Ozon**(1)	**SO_2** (2)		**Particule fine şi în suspensie** (2)		**NO_x** (2)		
Tip poluare	de fond	punctuală	punctuală	punctuală	de fond	punctuală	punctuală	de fond
Valori limită	120 μg/m³ dar nu mai mult de 25 zile pe an calendaristic media calculată pe trei ani	350 μg/m³ dar nu mai mult de 24 ore pe an calendaristic	125 μg/m³ dar nu mai mult de 3 zile pe an calendaristic	50 μg/m³ dar nu mai mult de 35 zile pe an calendaristic	40 μg/m³	200 μg/m³ dar nu mai mult de 175 ore pe an calendaristic	200 μg/m³ dar nu mai mult de 18 ore pe an calendaristic	40 μg/m³
Data de aplicare	1.01.2010	1.01.2005	2002	1.01.2005		Până la 31.12.2009	1.01.2010	1.01.2010
Marjă depăşire	2001	120		20	6		90	18
	2002	90		15	4		80	16
	2003	60		10	3		70	14
	2004	30		5	1		60	12
	2005						50	10
	2006						40	8
	2007						30	6
	2008						20	4
	2009						10	2

Programul etapizat, al României, pentru reducerea poluanţilor din gazele de ardere, este redat, succint, în tabelul 1.12.

Tabelul 1.12. Program etapizat de reducere a emisiilor în România

Poluantul	**Anul**			**Reducerea emisiilor** % faţă de anul 1989		
SO_2	2004	2007	2012	40	50	70
NO_x	2007	2012		20	70	

În prezent, la nivel mondial, este din ce în ce mai mult agreată ideea utilizării taxelor pe emisii [1.1, 1.12, 1.16, 1.22]. În România există taxa pe emisie, stabilită prin Legea nr. 73/2000 şi modificată prin Ordonanţa de Urgenţă a Guvernului nr. 86/2003, taxe ce alimentează fondul de mediu. Un exemplu de calcul, pentru instalaţii de combustie mici (având puterea termică mai mică de 50 MW), efectuat în conformitate cu ghidul CORINAIR 1995 (ghidul Agenţiei Europene de Mediu), este dat în caseta 1.2.

Caseta 1.2. Cuantumul taxelor pentru Fondul de Mediu

1. Combustie de gaz natural

Date de calcul:
- puterea calorică inferioară - 8500 kcal/Nm^3 (0,0355878 GJ/Nm^3);
- conţinutul de sulf - maxim 0,007 g/Nm^3;
- consumul de gaz natural – 1000 Nm^3.

Cuantum taxe:

✓ Boiler industrial
Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ;
Tarif total - 480 lei/1000 Nm^3.

✓ Boiler instituţie/Comercial
Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ;
Tarif total de 344,43 lei/1000 Nm^3.

✓ Boiler instalaţii publice
Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ;
Tarif total de 1213 lei/1000 Nm^3.

✓ Boiler centrală termică zonă rezidenţială
Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ;
Tarif total de 330,21 lei/1000 Nm^3.

✓ Combustie în flacără deschisă (arzatoare libere)
Energie calorică dezvoltată - 35,58 GJ
Tarif total de 371,24 lei/1000 Nm^3.

2. Combustie de combustibil lichid uşor

Date de calcul:
- putere calorică inferioară - 9650 kcal/kg (40,402 MJ/kg);
- conţinutul de sulf - maximum 2 %;
- conţinutul de cenuşă - maximum 0,15 %;
- densitate - 965 kg/m^3;
- factor de emisie pentru SO_2 - 990 g/GJ (calculat pentru 2% sulf);
- consumul de combustibil – 1000 kg.

Cuantum taxe:

✓ Boiler industrial
Energie calorică dezvoltată - 40,402 GJ;
Tarif total de 10114 lei/1000 kg combustibil

✓ Boiler instituţie/Comercial
Energie calorică dezvoltată - 40,402 GJ;
Tarif total de 10114 lei/1000 kg combustibil.

3. Combustie de păcură

Date de calcul, generale, pentru păcură:
- putere calorică inferioară - 9200 ÷ 9650 kcal/kg;
- conţinut de sulf - între 1 % şi 4,5 %;
- conţinut de cenuşă - maximum 0,5 %;
- densitatea păcurii cu conţinut redus de sulf - 980 kg/m^3;
- densitatea păcurii cu conţinut ridicat de sulf - 1020 kg/m^3.

Caseta 1.2. continuare

Date luate în calcul:
- consumul de combustibil - 1000 kg păcură;
- putere calorică - 9200 kcal/m^3;
- densitate combustibil - 980 kg/m^3;
- conţinutul de sulf - 1 %;
- factor de emisie pentru SO_2 - 519,23 g/GJ (calculat pentru 1 % sulf).

Cuantum taxe:
✓ Boiler industrial
Energie calorică dezvoltată - 38,518 GJ;
Tarif total - 6602,5 lei/1000 kg păcură.
Dacă se modifică concentraţia sulfului din combustibil, se obţine:
- pentru 2% sulf: factorul de emisie SO_2 = 1038,47 g/GJ, tariful = 7999,88 lei/1000 kg păcură;
- pentru 3% sulf: factorul de emisie SO_2 = 1557,7 g/GJ, tariful = 11999,82 lei/1000 kg păcură.
✓ Boiler instituţie/Comercial
Se obţin aceleaşi rezultate ca şi pentru boilerul industrial.

1.4. Determinarea emisiilor

Emisiile de poluanţi se exprimă, uzual, în concentraţie masică (C_m), măsurată în mg/m^3 sau mg/Nm^3, şi în concentraţie volumică (C_v), măsurată în părţi pe milion (ppm). Deoarece 1 ppm = 1 cm^3/m^3, rezultă că relaţia de transformare din concentraţie volumică, în concentraţie masică este de forma

$$C_m = C_v \cdot \frac{M_G}{22{,}41383}\left(mg / Nm^3\right), \qquad (1.1)$$

în care, M_G reprezintă masa moleculară a gazului nociv (kg/kmol), iar 22,41383 este volumul molar (m^3/kmol), în condiţii normale de mediu (0 ^oC, 1013 mbar).

Relaţiile de legătură, între concentraţiile volumice şi cele masice, pentru diferiţi poluanţi gazoşi, sunt de forma:

$$\begin{cases} 1ppm\ SO_2 = \dfrac{M_{SO_2}}{22{,}41383} = \dfrac{64{,}059}{22{,}41383} = 2{,}858\ mg / Nm^3 \\ 1ppm\ NO_2 = \dfrac{M_{NO_2}}{22{,}41383} = \dfrac{46{,}0055}{22{,}41383} = 2{,}0525\ mg / Nm^3 \\ 1ppm\ CO = \dfrac{M_{CO}}{22{,}41383} = \dfrac{28{,}02}{22{,}41383} = 1{,}25\ mg / Nm^3 \end{cases}, \qquad (1.2)$$

În mod uzual, concentraţiile oxizilor azotului (C_i), se transformă în concentraţie echivalentă de NO_2 ($C_{e\ NO2\ i}$), care, ulterior, se raportează la conţinutul normal de oxigen din gazele de ardere. Relaţia de transformare este de forma [1.10]:

$$\frac{C_i}{C_{eNO_2 i}} = \frac{M_i}{M_{NO_2}}. \tag{1.3}$$

De exemplu, concentraţia iniţială de NO (C_{NO}) echivalată ca şi concentraţie de NO_2 (C_{NO2}), se calculează cu relaţia

$$C_{NO_2} = (46/30) \cdot C_{NO}. \tag{1.4}$$

Astfel, dacă se determină, experimental, concentraţiile de monoxid, protoxid şi dioxid de azot (C_{NO}, C_{N2O}, C_{NO2}), la o anumită temperatură şi un anumit conţinut de oxigen, atunci poate fi calculată concentraţia totală, echivalentă, de NO_2, raportată la situaţia unui focar ce funcţionează cu praf de cărbune şi evacuarea cenuşii în stare solidă, pentru diferite temperaturi din intervalul (0 ÷ 1000) ^oC. Pentru datele de intrare: C_{NO} = 391,4 ppm, C_{N2O} = 3,6 ppm, C_{NO2} = 45,1 ppm, la temperatura de 27 ^oC şi 4 % conţinut de O_2, se obţin rezultatele date în tabelul 1.13 [1.10].

Tabelul 1.13. Rezultate ale calculului concentraţiei totale echivalente de NO_2

Temperatura (K)	**Concentraţia de oxizi de azot echivalentă în NO_2**		
	ppm, la 4 % O_2	ppm, la 6 % O_2	mg/Nm^3, la 6 % O_2
273	590,600	521,117	1069,592
300	649,011	572,656	1175,370
500	1081,685	954,427	1958,961
800	1730,696	1527,084	3134,340
1000	2163,370	1908,856	3917,926
1300	2812,381	2481,613	5093,300

Emisiile de substanţe poluante pot fi exprimate şi ca raport între masa poluantului şi puterea calorifică inferioară a combustibilului [1.10].

O etapă strict necesară şi fundamentală, în adoptarea şi aplicarea unor politici de mediu, este cunoaşterea cantităţilor de poluanţi, rejectate în atmosferă. Această cuantificare este denumită, frecvent, inventarul emisiilor poluante.

În [1.10, 1.11], este descrisă o metodologie de calcul a principalelor emisii de poluanţi (particule, NO_x, SO_2), în atmosferă. Această metodologie implică utilizarea unui număr semnificativ de date de intrare, precum: consumul de combustibil, puterea calorifică a acestuia, conţinutul de cenuşă, pierderile de energie datorate arderii incomplete, fracţia de cenuşă antrenată, gradul de separare al sistemului de filtrare, conţinutul de sulf al combustibilului, fracţia de oxid de sulf eliminată în instalaţia de desprăfuire, fracţia de oxid de sulf absorbită în particulele fine de cenuşă zburătoare, influenţa recirculării gazelor de ardere, influenţa tipului de arzătoare, sarcina cazanului. Astfel de calcule sunt suficient de precise, însă, având în vedere multitudinea parametrilor, destul de complexe.

Experienţa acumulată în inventarierea poluanţilor şi în efectuarea bilanţurilor de mediu, la nivel mondial, a permis realizarea unor metodologii, rapide, de evaluare a e-

misiilor, prin intermediul factorilor de emisie [1.28, 1.37, 1.40].

Conform metodologiei europene, CORINAIR/SNAP (**COR**e **I**nventories **AIR**/ **S**ystem of **N**omenclature for **A**ir **P**ollution/) [1.28, 1.40], emisiile poluante ale unei activități date pot fi exprimate printr-o relație generală, de forma

$$E_{s,a,t} = C_{a,t} \cdot e_{s,a} , \tag{1.5}$$

în care, semnificația notațiilor este următoarea:
$E_{s,a,t}$ – emisia relativă la substanța s, eliberată de activitatea a, pe o durată de timp t;
$C_{a,t}$ – cantitatea de produse a activității a, pe durata de timp t;
$e_{s,a}$ – factorul de emisie relativ la substanța s, eliberată de activitatea a.

Pentru un ansamblu de activități, emisia totală, relativ la un anumit poluant, se determină cu o relație de forma

$$E_{s,t} = \sum_{a=1}^{a=n} E_{s,a,t} , \tag{1.6}$$

în care, n reprezintă numărul activităților poluante, luate în calcul.

Dacă volumul producției ($C_{a,t}$) nu este foarte dificil de determinat, factorii de emisie, corespunzători unor anumiți poluanți, eliberați în anumite condiții, pentru anumite tipuri de materii prime, nu pot fi determinați, practic, într-o manieră deterministă. Îndelungata experiență în efectuarea inventarelor de mediu, a permis, însă, stabilirea, pe cale statistică, a factorilor de emisie, pentru o gamă largă de activități antropice. De fapt, realizarea unei estimări nu înseamnă simpla aplicare a unei relații de forma (1.5), termenii expresiei trebuind determinați pentru activități restrânse, din cadrul unei operații sau a unei tehnologii. În aceste condiții, o estimare mai precisă a emisiei unei substanțe, într-un anumit interval de timp şi pentru o anumită zonă geografică, este dată de o relație de forma (1.7), adaptată arderii combustibililor:

$$E_{s,t,z} = \sum_{a,i,f} \left[C_{a,i,f,t,z} \cdot \sum_{p} \left(e_{s,a,i,f,p} \cdot P_{a,i,p,f} \right) \right], \tag{1.7}$$

în care, C reprezintă cantitatea de energie furnizată de proces, e reprezintă factorii de emisiei corespunzători, iar P un factor dependent de sectorul de activitate de tipul combustibilului şi tehnica de combustie. Indicii au următoarea semnificație:
a – indice relativ la tipul sursei de poluant (activitatea);
f – indice relativ la tipul combustibilului;
i – indice relativ la sectorul economic;
p – indice relativ la procedeul de ardere;
s – indice relativ la substanța poluantă;
t –indice relativ la durata de analiză;
z – indice relativ la zona geografică.

Complexitatea fenomenelor face necesară întocmirea de modele specifice, pentru diverşi poluatori, cel mai dificil de abordat fiind modelele pentru sursele distribuite de poluare (transporturile, emisiile biotice etc.).

În cazul instalaţiilor termoenergetice, relaţiile de forma (1.7) se aplică pe componente ale procesului, uzual fiind analizate două astfel de componente [1.28]:

$$E = E_1 + E_2, \tag{1.8}$$

în care,
E_1 – emisia rezultată din procesul de combustie;
E_2 – emisia rezultată din alte activităţi, precum procesele extractive şi de preparare, tratarea apei, procesele de epurare a poluanţilor solizi, lichizi şi gazoşi.

În condiţiile în care E_2 se referă la procese de control a poluanţilor, în relaţia (1.8) această cantitate se ia cu semn negativ. Întotdeauna $E_1 \geq 0$, pe când E_2 poate lua atât valori pozitive, cât şi negative (evident, mai mici, în valoare absolută, decât E_1). Dacă nu sunt suficiente rezultatele măsurătorilor şi nu sunt cunoscute, în intimitatea lor, procesele fluxului tehnologic de combustie, astfel încât să se aprecieze, cât mai exact, emisia şi retenţia de poluanţi, metoda estimării emisiei, prin intermediul factorilor de emisie, implică utilizarea unor relaţii de forma

$$E_{s,t} = \sum_{f=1}^{f=n} Q_f \cdot H_f^i \cdot e_{s,f}, \tag{1.9}$$

în care, semnificaţia notaţiilor este următoarea:
$E_{s,t}$ – emisia de substanţă *s*, în intervalul de analiză *t*;
Q_f – cantitatea consumată din combustibil *f* (simultan putând intra în procesul de combustie *n* combustibili diferiţi);
H_f^i – puterea calorifică inferioară a combustibilului *f*;
$e_{s,f}$ – factorul de emisiei a substanţei *s*, pentru combustibilul *f*.

Aplicarea metodei implică cunoaşterea factorilor de emisie, dependenţi, strict, de tipul combustibilului, aşa cum este cazul factorilor de emisie pentru SO_2, sau dependenţi şi de tehnica de ardere adoptată, aşa cum este cazul factorilor de emisie pentru NO_2, CO_2 şi CO. În tabelul 1.13. sunt daţi factorii de emisie, ai diferitor combustibili, şi codurile europene ale acestor combustibili – cod NAPFUE (**N**omenclature for **A**ir **P**ollution of **FUE**ls) [1.40].

Tabelul 1.13. Factori de emisie specifici combustiei

Combustibilul	Cod NAPFUE	Factori de emisie (g/GJ)			
		SO_2	NO_x	CO	CO_2
Cărbune brun	101 ÷ 103	623	160[1)]; 200[2)]; 340[3)]; 280[4)]; 95 ÷ 150[5)].	200	$96 \cdot 10^3$
Amestecuri de huilă	104	506			$95 \cdot 10^3$
Lignit	105	*			$100 \cdot 10^3$
Brichete de lignit	106	*	*	*	$98 \cdot 10^3$
Cocs de huilă	107	578	*	*	$107 \cdot 10^3$
Turbă	113	500	*	*	$110 \cdot 10^3$
Deşeuri menajere	114	385	*	*	$109 \cdot 10^3$

Tabelul 1.13. continuare

Păcură	203	1430/885/ 478/240	170 ÷ 190	15	$79 \cdot 10^3$/ $77 \cdot 10^3$
Combustibil lichid uşor	204	95	100	15	$75 \cdot 10^3$
Benzină auto (fără/cu plumb)	208	6,8/54	*	*	$73 \cdot 10^3$
Gaz natural	301	0,5	60 ÷75	19	$57 \cdot 10^3$
GPL	303	2,2/8,7	*	19	*
Gaz de cocserie	304	530	42	19	$47 \cdot 10^3$

Note: * - valori specifice
1) – focar cu grătar clasic;
2) – focar pentru cărbune pulverizat;
3) – focar cu arzătoare frontale;
4) – focar tangențial;
5) – focar cu ardere în strat fluidizat.

În România, *Metodologia de evaluarea operativă a emisiilor de SO_2, NO_x, pulberi (cenuşă zburătoare) şi CO_2 din centralele termice şi termoelectrice*, are caracter de prescripție energetică, având indicativul PE 1001/94 [1.37].

Cantitatea de poluant evacuată în atmosferă, într-o anumită perioadă de timp, se determină cu o relație obținută prin particularizarea relației (1.9) [1.10, 1.37]

$$E = Q_c \cdot H^i \cdot e, \quad \text{(kg)} \tag{1.10}$$

în care: Q_c reprezintă cantitatea de combustibil consumată, în perioada respectivă (kg), H^i - puterea calorifică a combustibilului inițial (kJ/kg), iar e este factorul de emisie, corespunzător unui anumit poluant (kg/kJ).

Cantitățile de combustibil, precum şi puterile calorifice se determină pe loturi de combustibil, pe baza evidenței primare, pentru perioada de timp avută în vedere.

În calculele precise, la arderea cărbunilor, se introduce o corecție asupra cantității de combustibil consumată (Q_c), prin excluderea conținutului de nearse din zgură şi cenuşă. În cazul utilizării mai multor tipuri de combustibil, cantitatea totală de poluant se determină prin însumarea emisiilor aferente fiecăruia dintre aceştia [1.10, 1.37].

Pentru calculele de prognoză, concentrația masică a poluanților E_m poate fi determinată cu relația [1.10]

$$E_m = \frac{e}{F_V}, \quad \text{(mg/Nm}^3\text{)} \tag{1.11}$$

în care, factorul de emisie (e) se măsoară în mg/GJ, iar F_V reprezintă factorul de volum, definit ca raportul dintre volumul total de gaze de ardere rezultate şi cantitatea de căldură aferentă combustibilului ars în cazan, măsurat în Nm^3/GJ. Pentru factorul de volum se indică următoarele valori [1.10]:

$F_V = 480$ Nm^3/GJ - pentru lignit,
$F_V = 380$ Nm^3/GJ - pentru huilă,
$F_V = 290$ Nm^3/GJ - pentru păcură,

F_V = 320 Nm^3/GJ - pentru gaze naturale.

Modelul de calcul a emisiilor poluante au în vedere situaţia actuală a centralelor şi termocentralelor din România, care nu sunt echipate cu sisteme de reducere eficientă a emisiilor de SO_2, NO şi CO_2, ci numai cu instalaţii de electrofiltre. Pe măsura introducerii unor sisteme de reducere a emisiilor, primare sau secundare, modelul se va apropia de metodologia europeană (CORINAIR/SNAP), prin care se ţine seama şi de eficienţa depoluării.

✓ Poluantul SO_2

Factorul de emisie pentru dioxid de sulf se determină cu relaţia [1.10, 1.37]

$$e_{SO_2} = \frac{\frac{M_{SO_2}}{M_S} \cdot \frac{S}{100}}{H^i} \cdot (1 - r)(kg / kJ), \qquad (1.12)$$

în care, semnificaţia notaţiilor este următoarea:

M_{SO_2} - masa moleculară a SO_2, în kg/kmol;
M_S - masa moleculară a sulfului, în kg/kmol;
S - cantitatea de sulf din combustibil, în %;
H^i - puterea calorifică inferioară a combustibilului, în kJ/kg;
r - gradul de reţinere a sulfului, de către zgură şi cenuşă.

În calculele curente, se recomandă:

r = 0,2 - pentru lignit,
r = 0,05 - pentru huilă,
r = 0 - pentru păcură şi gaze.

Pentru calculele de prognoză se recomandă valorile:

r = 1,15 - pentru lignit,
r = 2,15 - pentru huile mixte şi şlam,
r = 1,0 - pentru păcură de producţie internă,
r = 3,0 - pentru păcură din import.

✓ Poluantul NO_x

Pentru calculul emisiei de NO_x, se folosesc factorii de emisie indicaţi în tabelul 1.14, la care să aplicat, deja, corecţia corespunzătoare conţinutului de oxigen din gazele de ardere. Aceşti factori sunt dependenţi de tipul combustibilului, de puterea instalată a cazanului şi corespund sarcinii nominale a instalaţiei de ardere [1.10, 1.37]. Valorile factorilor de emisie sunt apropiate de acelea utilizate în ţările Comunităţii Economice Europene (tabelul 1.13), mai ales pentru instalaţiile având puteri mai mici de 300 MW_t. O diferenţă relativ mare se observă, însă, în cazul combustiei gazelor naturale, fapt explicabil prin inexistenţa sistemelor secundare de control a emisiei de NO_x. În cazul combustiei cărbunilor, comparaţia trebuie făcută în raport cu arderea cărbunelui pulverizat, tehnică utilizată, preponderent, în instalaţiile energetice din România.

Tabelul 1.14. Factorii de emisie $e_{100}^{NO_x}$

Combustibil	**Factorii de emisie NO$_x$, la sarcină nominală a cazanului**					
	Puterea termică a cazanului (MW$_t$)$^{*)}$					
	50 ÷ 100		100 ÷ 300		> 300	
	kg/kJ	g/GJ	kg/kJ	g/GJ	kg/kJ	g/GJ
Lignit	2,0•10^{-7}	200	2,2•10^{-7}	220	2,6•10^{-7}	260
Huilă	3,8•10^{-7}	380	4,2•10^{-7}	420	4,5•10^{-7}	450
Păcură	1,9•10^{-7}	190	2,1•10^{-7}	210	2,8•10^{-7}	280
Gaze naturale	1,3•10^{-7}	130	1,5•10^{-7}	150	1,7•10^{-7}	170
Notă: *) Se determină produsul dintre debitul de combustibil introdus în cazan şi puterea calorifică inferioară a combustibilului.						

Pentru calculul factorului de emisie la sarcini parţiale ale cazanului, însă superioare valorii de 50 %, se introduce următoarea corecţie

$$e_x^{NO_x} = e_{100}^{NO_x} \cdot \left[a + (1-a)\frac{L-50}{50} \right] \quad \text{(kg/kJ)}, \qquad (1.13)$$

în care, semnificaţia notaţiilor este următoarea:

$e_x^{NO_x}$ - factorul de emisie corespunzător sarcinii x;

$e_{100}^{NO_x}$ - factorul de emisie la sarcina nominală;

L - sarcina parţială a cazanului (cuprinsă între 50 % şi 100 %);

a - coeficient dependent de tipul de combustibil şi care are următoarele valori [1.37]:

0,85 - pentru cărbune pulverizat,

0,75 - pentru păcură,

0,50 – pentru gaze naturale.

Emisia de NO$_x$ depinde foarte mult de conţinutul de oxigen din gazele de ardere. În cazul în care valorile efectiv măsurate pentru O_2 diferă de normele standard (6 % pentru arderea cărbunilor şi, respectiv, 3 % pentru arderea gazelor naturale şi a păcurii – în gaze uscate), valorile emisiilor de NO$_x$ sunt corectate, conform relaţiei [1.37]

$$E_{NO_x}^{corect} = E_{NO_x}^{masurat} \cdot \left[\frac{21 - O_2^{standard}}{21 - O_2^{masurat}} \right]. \qquad (1.14)$$

În calculele mai riguroase, în care se ţine seama şi de temperatura şi umiditatea gazelor de ardere, se poate utiliza corecţia [1.37]

$$E_{NO_x}^{corect} = E_{NO_x}^{masurat} \cdot \left[1 + \frac{22{,}4 \cdot W}{18 \cdot 10^3} \right] \cdot \left[\frac{273 + t_m}{273} \right] \left[\frac{20{,}9 - O_2^{standard}}{20{,}9 - O_2^{masurat}} \right], \qquad (1.15)$$

în care, noile notaţii au următoarea semnificaţie:

W – umiditatea gazelor de ardere, măsurată în g H_2O / m^3 de gaze uscate;

t_m – temperatura medie a gazelor de ardere, măsurată în ^oC.

✓ **Poluantul cenuşă zburătoare (pulbere)**

Factorul de emisie se determină cu relaţia [1.10, 1.37]

$$e_{cenusa} = \frac{A \cdot (1-\eta_f)(1-\eta_e)}{H^i} \quad \text{(kg/kJ)}, \qquad (1.16)$$

în care, semnificaţia notaţiilor este următoarea:
A - conţinutul de cenuşă din cărbune (%);
η_f - gradul de reţinere a cenuşii în focar (în % de masă);
η_e - randamentul instalaţiei de reţinere a prafului (electrofiltru), în %;
H^i - puterea calorifică inferioară a combustibilului (kJ/kg).

Pentru postcalcul se utilizează valori medii, efectiv rezultate din exploatare, iar pentru calculele de prognoză se recomandă utilizarea următoarelor valori:

A = 40 % - pentru lignit,
A = 30 % - pentru huilă din ţară,
A = 20 % - pentru huilă din import,
η_f = 15 %;
η_e = 97 % - dacă reabilitarea electrofiltrelor nu a depăşit 50 % din program,
η_e = 99 % - pentru finalizarea programului de reabilitare a electrofiltrului.

De obicei, în cazul arderii păcurii, se neglijează emisia de particule. Pentru calcule riguroase, se poate considera un conţinut de cenuşă în păcură de A = 0,1 %, cenuşă care este, integral, evacuată la coş.

✓ **Poluantul CO_2**

Factorii de emisie pentru CO_2, adoptaţi de toate ţările Comunităţii Europene, sunt utilizaţi pentru calcule de prognoză [1.10, 1.37]. Aceste valori sunt date în tabelul 1.13, pentru majoritatea combustibililor utilizaţi în scopuri energetice.

Pentru calcule exacte, poate fi utilizată relaţia [1.10, 1.37]

$$e_{CO_2} = \frac{\dfrac{M_{CO_2}}{M_C} \cdot \dfrac{C}{100}}{H^i} \quad \text{(kg/kJ)}, \qquad (1.17)$$

în care, semnificaţia notaţiilor este următoarea:
M_{CO_2} - masa moleculară a CO_2, în kg/kmol;
M_C - masa moleculară a carbonului, în kg/kmol;
C - cantitatea de carbon din combustibil, în % masice;
H^i - puterea calorifică inferioară a combustibilului, în kJ/kg.

Pentru combustibilii utilizaţi în centralele din România, la nivelul anului 1992, au rezultat următoarele valori medii ale factorilor de emisie pentru CO_2 [1.37]:

109000 g/GJ – pentru lignit;
100000 g/GJ – pentru huilă;

81000 g/GJ – pentru păcură;
59000 g/GJ – pentru gaze naturale.

Aceste valori sunt doar cu puțin mai mari decât cele adoptate de țările Comunității Economice Europene (tabelul 1.13), cea mai mare depăşire observându-se în cazul combustiei lignitului.

Pentru a exemplifica aplicarea metodologiei de evaluare a emisiilor, în caseta 1.3 este dată o aplicație numerică [1.10, 1.37].

Caseta 1.3. Aplicație numerică a metodologiei de evaluare a emisiilor centralelor termoelectrice

Problema
Să se evalueze emisiile poluante, evacuate în atmosferă de un cazan de abur, având următoarele caracteristici:
- puterea termică mai mare de 300 MW_t;
- sarcina medie = 80 %;
- funcționează cu lignit pulverizat şi suport de păcură, cu următoarele caracteristici:
1. lignit - puterea calorifică inferioară H_1^i = 6700 kJ/kg, conținutul de sulf de 1,15 %, conținutul de carbon de 18 %;
2. păcură - puterea calorifică inferioară H_2^i = 38456 kJ/kg, conținut de sulf de 3 %.

Cantitatea de lignit consumată este de Q_1 = 100 t, iar cea de păcură Q_2 = 10 t.

Rezolvare
Emisiile se calculează, pentru perioada considerată, în mod separat, pentru fiecare dintre cei doi combustibili utilizați. Emisia totală rezultă prin sumarea acestor cantități.
Factorul de emisie pentru dioxidul de sulf, în cazul lignitului, este

$$e_{1SO_2} = \frac{\frac{M_{SO_2}}{M_S} \cdot \frac{S_1}{100}}{H_1^i} \cdot (1 - r_1) = \frac{\frac{64}{32} \cdot \frac{1,15}{100}}{6,7 \cdot 10^3} \cdot (1 - 0,2) = 2,74 \cdot 10^{-6} \text{ kg/kJ}$$

Emisia de dioxid de sulf, generată de arderea lignitului este

$$E_{1SO_2} = 100 \cdot 10^3 \cdot 6,7 \cdot 10^3 \cdot 1,56 \cdot 10^{-6} = 1,8 \text{ tone}$$

Pentru arderea păcurii rezultă:

$$e_{2SO_2} = \frac{\frac{M_{SO_2}}{M_S} \cdot \frac{S_2}{100}}{H_2^i} \cdot (1 - r_2) = \frac{\frac{64}{32} \cdot \frac{0,03}{100}}{38,456 \cdot 10^3} \cdot (1 - 0) = 1,56 \cdot 10^{-6} \text{ kg/kJ}$$

$$E_{2SO_2} = 10 \cdot 10^3 \cdot 38,456 \cdot 10^3 \cdot 1,56 \cdot 10^{-6} = 580 \ kg = 0,58 \text{ tone}$$

Emisia totală de dioxid de sulf este

$$E_{totalaSO_2} = E_{1SO_2} + E_{2SO_2} = 1,80 + 0,58 = 2,40 \text{ tone}$$

Emisiile de NO_x se calculează similar:

Pentru combustia lignitului:

$$e_{100}^{NO_x} = 2,6 \cdot 10^{-7} \text{ kg/kJ},$$

$$e_{80}^{NO_x} = e_{100}^{NO_x} \cdot \left[a_1 + (1 - a_1)\frac{L - 50}{50} \right] = 2,6 \cdot 10^{-7} \cdot \left[0,85 + (1 - 0,85)\frac{80 - 50}{50} \right] =$$

$$= 2,5 \cdot 10^{-7}$$

$$E_{1NO_x} = 100 \cdot 10^3 \cdot 6,7 \cdot 10^3 \cdot 2,5 \cdot 10^{-7} = 0,17 \text{ tone.}$$

Pentru combustia păcurii suport:

$$e_{100}^{NO_x} = 2,8 \cdot 10^{-7} \text{ kg/kJ},$$

$$e_{80}^{NO_x} = e_{100}^{NO_x} \cdot \left[a_2 + (1 - a_2)\frac{L - 50}{50} \right] = 2,8 \cdot 10^{-7} \cdot \left[0,75 + (1 - 0,75)\frac{80 - 50}{50} \right] =$$

$$= 2,52 \cdot 10^{-7},$$

$$E_{2NO_x} = 10 \cdot 10^3 \cdot 38,456 \cdot 10^3 \cdot 2,52 \cdot 10^{-7} = 97 kg = 0,097 \text{ tone.}$$

Emisia cumulată de oxizi de azot este

$$E_{totala NO_x} = E_{1NO_x} + E_{2NO_x} = 0,17 + 0,097 = 0,27 \text{ tone.}$$

Emisia de pulberi se calculează numai pentru lignit, putându-se admite că factorul de emisie, în cazul arderii păcurii, este nul:

$$e_{cenusa} = \frac{A_1 \cdot (1 - \eta_f)(1 - \eta_e)}{H_1^i} = \frac{0,40 \cdot (1 - 0,15)(1 - 0,97)}{6700} = 1,5 \cdot 10^{-6} \text{ kg/kJ}$$

cantitatea de cenuşă, evacuată în atmosferă, fiind de

$$E_{cenusa} = 100 \cdot 10^3 \cdot 6,7 \cdot 10^3 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 1 \text{ tonă}$$

Emisia, cumulată, de dioxid de carbon se calculează astfel:

Pentru lignit, factorul de emisie, pentru CO_2, este de 98•10^{-6} kg/kJ, deci emisia este

$$E_{1CO_2} = 100 \cdot 10^3 \cdot 6,7 \cdot 10^3 \cdot 98 \cdot 10^{-6} = 65600 kg = 65,6 \text{ tone;}$$

Pentru păcură, factorul de emisie, pentru CO_2, este de 72•10^{-6} kg/kJ, deci emisia este

$$E_{2CO_2} = 10 \cdot 10^3 \cdot 38,456 \cdot 10^3 \cdot 72 \cdot 10^{-6} = 27688 kg = 27,7 \text{ tone.}$$

Emisia cumulată de dioxid de carbon este

$$E_{totala CO_2} = E_{1CO_2} + E_{2CO_2} = 65,5 + 27,7 = 93,3 \text{ tone.}$$

În anul 2002, UNECE (**U**nited **N**ations **E**conomic **C**ommission for **E**urope) a adoptat un nou format de raport, denumit Nomenclator de raportare (NFR – **N**omenclature **F**or **R**eporting), mult mai apropiat de tipul de raport definit de Convenţia-cadru a Naţiunilor Unite asupra Schimbărilor Climatice, şi care se substituie nomenclatorului CORINAIR/SNAP. Cu toate acestea, CORINAIR/SNAP rămâne un punct de referinţă important şi un element esenţial în elaborarea inventarelor de emisii poluante [1.28].

Bibliografie

1.1. BICOCCHI S., *Les polluantes et les techniques d'épuration des fumées*, Lavoisier, TECHNIQUE & DOCUMENTATION, 1998.
1.2. BLOCK M.R., MARASH I.R., *Integrating ISO 14001 into a Quality Management System*, ASQ Quality Press, Milwaukee, Wisconsin, 1999.
1.3. CONSTANTIN M., ATAMAN E., MOŢIU C., *Realizarea unei instalaţii experimentale de desufurare a gazelor arse la un cazan energetic*, III-10, Sesiunea de comunicări ştiinţifice "Tehnologii eficiente şi curate în industria energiei electrice", Bucureşti, mai 1995.
1.4. COOPER C.D., ALLEY F.C., *Air Pollution Control: A Design Approach*, Waveland Press, Prospect Heights, III, 1986.
1.5. DOCTOR R., MOLBURG J., BROCKMEIER N., *Engineering Assessment of CO_2 Recovery, Transport and Utilization*, Proceedings of the Advanced Coal-Based Power and Environmental Systems, '98 Conference, July, 1998, Morgantown, West Virginia.
1.6. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.
1.7. ECHIZLI A., *Experienţa Hidroelectrica în utilizarea mecanismelor flexibile promovate de Protocolul de la Kyoto,* Energetica, an 52, nr. 3/2004.
1.8. ERICKSON P.A., *Environmental Impact Assessment*, Academic Press Inc., San Diego, California, 1994.
1.9. HIDAWY T.J., *Air Pollution Injury to Vegetation*, National Air Pollution Administration pub., AP-71, Raleigh, 1970.
1.10. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenergetica şi mediul*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1996.
1.11. ISTRATE M., GUŞĂ M., *Impactul producerii, transportului şi distribuţiei energiei electrice asupra mediului*, Editura AGIR, Bucureşti, 2000.
1.12. MANEA D., *Perspectiva introducerii în tarife a "ecotaxelor"*, Energetica, 4, **A**, 1994.
1.13. MANEA G., *Pădurea în ecuaţia efectului de seră. Cazul României*, Energetica, 4, **A**, 1994.
1.14. MARIN C., MOTOCU M., BĂNICĂ V., OSIAC V., *Soluţii şi realizări pentru reducerea impactului negativ asupra mediului ambiant la grupurile de 330 MW din Turceni*, Energetica, an 52, nr. 3/2004.
1.15. MASTERS G.M., *Introduction to Environmental Engineering and Science*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1991.
1.16. MIHĂILEANU C., *Unele aspecte ale acţiunilor normative întreprinse pe plan naţional în diferite ţări pentru combaterea poluării atmosferei*, Energetica, 4, **A**, 1994.
1.17. MUNTEAN M., CONSTANTINESCU D., STOIAN G., *Ghid privind elaborarea propunerilor de programe de reducere progresivă a emisiilor anuale de dioxid de sulf, oxizi de azot şi pulberi provenite din instalaţiile mari de ardere*, www.mapgov.ro/Legislatie/
1.18. NEGULESCU M., IANCULESCU S., VAICUM L., *Protecţia mediului înconjurător*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1995.
1.19. PEAVY H.S.,ROWE D.R., TCHOBANOGLOUS G., *Environmental engineering*, McGraw-Hill, 1985.

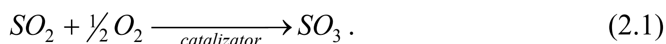
1.20. POP O., PĂUNESCU N., *Implicaţiile alinierii la legislaţia europeană de mediu privind centralele termo şi hidroelectrice,* Energetica, anul 52, nr.3/2004.
1.21. RAY B.T., *Environmental Engineering*, PWS Publishing Company, An International Thomson Publishing Company, Boston, 1995.
1.22. ROUSSEAU D., *Environnement: l'entreprise s'engage*, Ed. d'Organisation, Paris, 1992.
1.23. SINCERO A.P., SINCERO G.A., *Environmental Engineering – A Design Approach*, Prentice-Hall Inc., 1996.
1.24. TOBOLCEA V., CREŢU V., *Elemente de protecţie a mediului – protecţia calităţii aerului şi a apelor subterane*, Universitatea tehnică "Gh.Asachi" Iaşi, 1995.
1.25. TUMANOV S., *Calitatea aerului*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1989.
1.26. VESILING P.A., PIERCE J.J., WEINER R.F., *Environmental engineering – Third Edition*, McGraw Hill, 1993.
1.27. WARK K., WARNER C.F., *Air pollution–Its origin and control-Second Edition*, Harper Collins Publishers, 1981.
1.28. ***, *Calcul des Emissions dans l'air – Principes méthodologiques généraux*, Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique (CITEPA), 2004
1.29. ***, *Cleaning the Air*, U.S. Environmental Protection Agency, 0-204-335, Washington, D.C., 1979.
1.30. ***, *Effects of Air Pollution, in Air Pollution Control Orientation Course*, 422-A, U.S. EPA, Atlanta, 1975.
1.31. ***, *Effets de la pollution*, Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique (CITEPA), http://www.citepa.org.
1.32. ***, *Emissions dans l'air en France – substances impliquées dans les phénomenes d'acidification, d'eutrophisation et de pollution photochimique*, Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique (CITEPA), Avril, 2004, http://www.citepa.org.
1.33. ***, *ESCAP Environment Statistic Course, chapter 3, January, 2000,* Publications of The Environment Division of Economic and Social Commission for Asia and the Pacific (ESCAP), http://www.unescap.org
1.34. ***, *Estudio de dispersion para el incinerador de residuos urbanos de Alcazar de San Juan mediante aplicacion del modelo TTC-PENACHO*, TTC medio ambiente, Madrid, 1995.
1.35. ***, *L'assenissement des agglomerations: Techniques d'epuration actuelles et evolutions*, Ministère de l'Environnement Francais, Agences de l'Eau, Etude inter agences, 27, 1994.
1.36. ***, *Medical and Biological Effects of Environmental Pollutants – Carbon Monoxide*, National Academy of Sciences, Washington D.C., 1977.
1.37. ***, *Metodologie de evaluare operativă a emisiilor de SO_2, NO_x, pulberi (cenuşă zburătoare) şi CO_2 din centralele termice şi termoelectrice,* Oficiul de documentare în energetică (ODE), Buletinul documentelor normative energetice, iunie, 2001.
1.38. ***, *Plafonds d'émissions nationaux pour certains polluants atmosphériques*, Parlement Européen, Commission de l'environnement, de la santé publique et de la politique des consommateurs, PE 297.214/5-12, Février 2001.
1.39. ***, *Rapoarte ale Asociaţiei pentru Politici Energetice din România*, http://www.aper.ro.
1.40. ***, *Rapport d'inventaire national - Organisation et methods des inventaires nationaux des emissions atmosphérique en France (OMINEA)*, Centre Interprofessionnel Technique d'Etudes de la Pollution Atmosphérique, Réf. CITEP 494N, 2004.
1.41. ***, *Stabilirea unor măsuri pentru limitarea emisiilor în aer a anumitor poluanţi proveniţi din instalaţii mari de ardere*, HG 541/2003, Monitorul Oficial al României, nr. 365/29.05.2003.
1.42. ***, *Statistics*, http://www.eurelectric.org.
1.43. ***, *The Envinronmental Manual, The EM Generic database – Sources and data Documentation*, Öko-Institute (Institute for Applied Ecology), Germany. March, 1999.
1.44. ***, *Twelfth Annual Report of the Council on Environmental Quality*, Washington D.C., 1982.
1.45. ***, *Valeurs limites pour la protection de la sante humaine dans l'air ambiant, Directive Européenne relative à l'ozone dans l'air ambiant*, Décret no. 202-213, 15/02/02, Centre Interprofessionnel Tech. d'Etudes de la Pollution Atmosphérique (CITEPA), Avril, 2004, http://www.citepa.org.

CAPITOLUL 2

CONTROLUL EMISIEI DE OXIZI DE SULF

Emisiile naturale de SO_x, rezultat al activității vulcanilor și fumarolelor, sunt imense, fiind cuprinse între $(78 \div 284) \cdot 10^6$ t echivalent SO_2 pe an, și imposibil de redus sau de controlat. Simultan cu emisia naturală, în atmosferă sunt degajate mari cantități de SO_x (circa 150 ÷ 200 Mt echivalent SO_2 pe an), ca efect al activităților antropice. Astfel, în marile aglomerări urbane, pot fi atinse concentrații de SO_2 cuprinse între 0,01 ÷ 0,1 ppm (pentru SO_2, la 25 ^oC și presiunea de 1 atm, 1 ppm = 2620 $\mu g/m^3$), ce pot atinge și chiar depăși valoarea maximă a emisiei zilnice admisibile. O mare parte din emisia antropică de SO_2 rezultă din procesele tehnologice de ardere a combustibililor, în scopuri energetice. Spre deosebire de emisia naturală, cea antropică poate fi controlată, însă cu eforturi tehnice și economice considerabile.

Reducerea emisiei de SO_x este necesară nu numai datorită toxicității acestora, cât și datorită capacității oxizilor de sulf de a forma, în atmosferă liberă, compuși chimici agresivi. Astfel, SO_2 intră în reacții fotochimice sau catalitice cu alți poluanți din atmosferă, formând trioxid de sulf (SO_3), acid sulfuric și diverse săruri ale acestuia. Substanțele aflate în componența particulelor aeropurtate și oxizii de azot, generate de procesele tehnologice de combustie, se comportă ca și catalizatori ai reacției de oxidare a dioxidului de sulf:

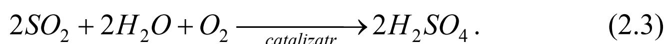


$$SO_2 + \tfrac{1}{2} O_2 \xrightarrow[catalizator]{} SO_3 . \quad (2.1)$$

În condiții de umiditate crescută a atmosferei, se formează acid sulfuric:



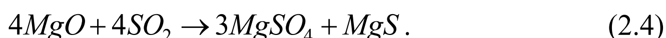
$$SO_3 + H_2O \rightarrow H_2SO_4 , \quad (2.2)$$



$$2SO_2 + 2H_2O + O_2 \xrightarrow[catalizatr]{} 2H_2SO_4 . \quad (2.3)$$

Ultima reacție este o reacție de oxidare, care evoluează rapid în prezența sulfaților și clorurilor de fier și magneziu, acestea având rol de catalizator al reacției. Astfel de reacții stau, în oarecare măsură, la baza formării ploilor acide.

SO_2 reacționează și cu oxizii metalici din particulele aeropurtate, conducând la formarea de sulfați și sulfuri. Un astfel de exemplu este redat în reacția



$$4MgO + 4SO_2 \rightarrow 3MgSO_4 + MgS. \qquad (2.4)$$

2.1. Formarea oxizilor de sulf în procesele de combustie

Oxizii de sulf sunt rezultatul oxidării sulfului aflat, sub formă de combinaţii organice şi anorganice, în combustibilii fosili. Concentraţia sulfului din combustibili poate varia în limite foarte largi, funcţie de tipul combustibilului şi de tehnologia de extracţie. Astfel, gazele naturale au un conţinut redus de sulf, cărbunii nesulfuroşi pot conţine până la 0,5 % sulf, cele mai multe sorturi de cărbuni energetici au o concentraţie de 2 ÷ 2,5 % sulf, însă există cărbuni cu până la 10 % sulf. O concentraţie ridicată a sulfului este specifică combustibililor lichizi grei şi reziduurilor petroliere, ce pot conţine 1 ÷ 4 % sulf [2.28]. În combustibilii lichizi, sulful se regăseşte, practic în totalitate, sub formă de combinaţii organice, iar în combustibilii solizi, până la 40 % din cantitatea totală de sulf se regăseşte sub formă de compuşi anorganici, mai ales pirite (FeS_2).

Termodinamica şi cinetica reacţiilor de formare a SO_x în flacără, nu poate fi exprimată cantitativ prin reacţii globale de forma:



$$S + O_2 \rightarrow SO_2, \qquad (2.5)$$



$$SO_2 + \tfrac{1}{2}O_2 \leftrightarrow SO_3. \qquad (2.6)$$

Monoxidul de sulf (SO), dar şi protoxidul de sulf (S_2O), în anumite circumstanţe, influenţează semnificativ reacţiile de oxidare a sulfului. Aceşti oxizi ai sulfului sunt instabili la temperatura atmosferică, astfel încât nu se regăsesc în gazele de ardere, rezultate în urma proceselor obişnuite de combustie [2.28].

Oxizii de sulf stabili, rezultaţi în urma arderii combustibililor ce conţin sulf, sunt SO_2 şi SO_3. Relaţia de echilibru termodinamic între cele două tipuri de oxizi este exprimată prin relaţia (2.6), constanta de echilibru a acestei reacţii, funcţie de temperatură, fiind dată în tabelul 2.1 [2.28].

Tabelul 2.1. Constanta de echilibru a reacţiei de oxidare $SO_2 \leftrightarrow SO_3$.

Reacţia $SO_2 + \tfrac{1}{2}O_2 \leftrightarrow SO_3$	**Temperatura** (^oK)	**Temperatura** (^oC) *(aproximativ)*	**K_p**
$K_p = \frac{p_{SO_3}}{p_{SO_2} \cdot \sqrt{p_{SO_2}}}$	298	25	$2{,}6 \cdot 10^{12}$
	500	230	$2{,}6 \cdot 10^{5}$
	1000	730	1,8
	1500	1230	$3{,}8 \cdot 10^{-2}$
	2000	1730	$5{,}6 \cdot 10^{-3}$

Conform dependenţei constantei de echilibru de temperatură, rezultă că la tempe-

raturi mici echilibrul este deplasat către formarea de SO_3, iar la temperaturi ridicate este deplasat către formarea de SO_2. Astfel, la o primă analiză ar rezulta că în focarele cazanelor energetice se formează SO_2, cantitatea de SO_3 fiind neglijabilă, însă, pe traseul de evacuare a gazelor acesta se transformă în SO_3, rata de conversie fiind din ce în ce mai mare către gura de evacuare a coşului de fum. În realitate însă, în cazul instalațiilor mari de combustie, se observă cantități relativ mari de SO_3 în camera de ardere (mai mari decât sunt de aşteptat conform constantei de echilibru) şi cantități foarte mici, în gazele de ardere reci.

Acest comportament, diferit de acela exprimat prin relația de echilibru, pentru gaze ideale, poate fi explicat prin formarea unor specii intermediare, în diferitele etape ale schemei de oxidare a sulfului [2.28]. Astfel, se presupune că se formează o cantitate mare de SO, în zona principală de combustie, la inițierea arderii. SO este oxidat, pentru început, la SO_2 şi, ulterior, la SO_3. Principalele reacții care conduc la formarea SO_2 sunt:



$$SO + O_2 \rightarrow SO_2 + O\ ; \qquad (2.7)$$



$$SO + OH \rightarrow SO_2 + H\ . \qquad (2.8)$$

Este de remarcat faptul că aceste reacții conduc la apariția atomilor liberi de oxigen şi hidrogen, foarte activi chimic şi care vor interveni în reacțiile ulterioare. De asemenea, nu trebuie neglijat faptul că reacțiile de oxidare a sulfului se desfăşoară simultan cu oxidarea hidrocarburilor din combustibil, prin care se obțin, ca produs intermediar, mari cantități de radicali *O*, *H* şi *OH*, ce vor interveni în reacțiile de oxidare a sulfului.

Reacțiile de formare a SO_3 implică şi o a treia componentă (*M*), care poate fi reprezentată chiar şi printr-un consum suplimentar de energie:



$$SO_2 + O_2 + M \rightarrow SO_3 + M\ . \qquad (2.9)$$

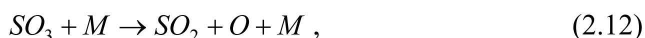
Reacțiile de acest tip, care implică o a treia componentă, au o cinetică mai redusă decât reacțiile ce implică doar două componente. Cu toate acestea, datorită temperaturii înalte din camera de ardere, reacțiile de tipul (2.9) se desfăşoară rapid. În acelaşi timp, în camerele de ardere concentrația de atomi de oxigen este maximă, astfel încât SO_3 este transformat în SO_2, printr-o secvență de reacții de forma [2.28]:



$$SO_3 + O \rightarrow SO_2 + O_2\ , \qquad (2.10)$$



$$SO_3 + H \rightarrow SO_2 + OH\ , \qquad (2.11)$$



$$SO_3 + M \rightarrow SO_2 + O + M\ , \qquad (2.12)$$

ultima etapă fiind, de fapt, un proces de descompunere termică. În zona de temperatură înaltă din focar, unde concentrația de atomi liberi de oxigen este ridicată, sunt predominante reacțiile de forma (2.9) şi (2.10), iar în cazul în care concentrația hidrocarburilor din flacără este ridicată, devine predominantă reacția (2.11).

Atunci când gazele de ardere intră în zonele mai reci ale cazanului, concentraţia de atomi liberi descreşte rapid, datorită proceselor de recombinare. În aceste condiţii, formarea şi de descompunerea SO_3, prin reacţii de forma (2.9) ÷ (2.11), este mult încetinită. O parte de SO_3 se mai poate descompune termic, prin reacţii de forma (2.12), însă, atunci când temperatura scade semnificativ, devine neglijabilă cantitatea de SO_3 ce se descompune termic.

În instalaţiile de combustie industriale, secvenţa reacţiilor care implică sulful şi oxizii acestuia evoluează în aşa fel încât raportul SO_3/SO_2, la nivelul coşului de fum, este cuprins între 1/40 ÷ 1/80 [2.28]. În cazul în care excesul de combustibil, din zona pirolizei primare, este semnificativ, cantitatea de SO_3 devine neglijabilă. Se poate concluziona, astfel, că principalul compus al sulfului din gazele de ardere este SO_2, în ciuda faptului că termodinamica reacţiilor de oxidare ar putea deplasa, puternic, echilibrul către formarea de SO_3. Conversia SO_2 în SO_3, în atmosfera liberă, este un proces lent, datorită nivelului redus al temperaturii, totuşi, rata de conversie poate creşte în prezenţa unor compuşi din particulele aeropurtate, compuşi care catalizează reacţia de conversie a SO_2 în SO_3 şi de formare a unor aerosoli de sulfaţi, cu toxicitate ridicată.

Rate ridicate de conversie a SO_2 în SO_3 şi de formare a aerosolilor toxici se observă în cazul utilizării catalizatorilor de oxidare a CO şi de control a emisiei de compuşi organici volatili, care echipează motoarele cu ardere internă. Aceşti catalizatori accelerează reacţia de oxidare a SO_2, în zona de evacuare a gazelor de ardere, crescând, implicit, şi cantitatea de aerosoli de sulfaţi.

2.2. Procese fizico-chimice de desulfurare

Controlul poluanţilor gazoşi, aflaţi în amestecuri, poate fi realizat prin procese fizico-chimice, precum:

- ✓ adsorbţia, urmată de desorbţie, deci de regenerarea poluantului, regenerare realizată, însă, în manieră controlată, astfel încât este posibilă utilizarea poluantului în alte procese tehnologice;
- ✓ absorbţia în masa unei substanţe aflate în stare lichidă;
- ✓ oxidarea, în prezenţa unor substanţe catalitice sau la temperatura ridicată din flacără, până la compuşi chimici nepoluanţi;
- ✓ reacţii de reducere, în prezenţa unor agenţi reducători, la suprafaţa unor catalizatori sau la temperatură ridicată;
- ✓ reacţii de neutralizare a gazelor acide de către compuşi alcalini.

În plus, tehnicile de tratare implică şi procese fizice de răcire a amestecului de faze, în schimbătoare de căldură de suprafaţă sau prin amestecare cu aer sau cu gaze reci, recirculate, prin pulverizare cu apă, precum şi separarea diverselor componente ale amestecurilor, la nivelul unor medii filtrante.

Adsorbţia este un proces de separare bazat pe capacitatea unor substanţe solide

de a reține, preferențial, anumite gaze sau lichide, aflate într-un amestec. Gazele poluante sau vaporii din fluxul de gaze sunt reținute pe suprafața adsorbantului. Acest procedeu de control a emisiilor nocive este preferabil să fie utilizat atunci când:

- ✓ poluantul gazos nu este combustibil sau atunci când arde greu;
- ✓ poluantul are o concentrație foarte redusă;
- ✓ substanța adsorbită este suficient de valoroasă încât să justifice recuperarea sa;
- ✓ în cazul concentrațiilor forate reduse de poluanți, ale căror caracteristici le fac dificil de controlat, prin alte procedee.

Adsorbția poate fi de tip legare fizică (adsorbție fizică) sau chemisorbție. În procesul de adsorbție fizică, moleculele de gaz aderă la suprafața solidului adsorbant, ca efect al forțelor de atracție intermoleculară (vad der Waals), cu eliberare de căldură. Avantajele adsorbției fizice sunt acelea ale vitezei ridicate de evoluție a procesului şi reversibilității, ultimul fiind foarte important atunci când se urmăreşte recuperarea substanței adsorbite. Astfel, la reducerea presiunii sau la creşterea temperaturii adsorbantului, gazul adsorbit este rapid desorbit, fără nici un fel de modificare a compoziției chimice. În majoritatea proceselor industriale, se utilizează desorbția termică.

Chemisorbția este rezultatul interacțiunii chimice dintre poluant şi mediul adsorbant. Forțele de interacțiune sunt mult mai puternice decât acelea specifice adsorbției fizice, astfel încât şi cantitatea de căldură degajată este mai mare. În acelaşi timp, datorită caracterului accentuat exoterm al chemisorbției, aceasta este, adeseori, ireversibilă. De asemenea, în procesul de desorbție, natura chimică a adsorbantului se schimbă. În aceste condiții, dacă se urmăreşte regenerarea adsorbantului sau utilizarea substanței adsorbite, este necesar să se adopte un mediu ce asigură adsorbție fizică şi nu chemisorbție.

La adoptarea unui anumit mediu adsorbant trebuie să se țină seama şi de faptul că adsorbția fizică se caracterizează prin formarea mai multor straturi de molecule, în timp ce chemisorbția conduce la formarea unui strat monomolecular. Rezultă, astfel, că sunt necesare cantități diferite de adsorbant, pentru o aceeaşi cantitate de substanță adsorbită. De asemenea, trebuie reținut faptul că numai prin chemisorbție se obțin compuşi cu efect de catalizator, prezența unor astfel de compuşi fiind foarte utilă, în unele procese de depoluare a gazelor.

Absorbția implică un transfer de masă, prin difuzia inter-faze, dintre un gaz şi un lichid. Din punct de vedere fizic, absorbția este un proces foarte complex. În principiu, fenomenul de transfer de masă dintre cele două faze se dezvoltă prin două mecanisme: mişcarea turbionară a fluidelor şi difuzia. Astfel, gazul poluant este transferat, până la suprafața absorbantului lichid, de către curenții turbionari din fluxul de gaz. În imediata vecinătate a suprafeței de lichid, mişcarea gazului devine laminară, astfel încât această distanță trebuie parcursă prin difuzie moleculară. După difuzia gazului în lichid, pentru un foarte scurt interval, deplasarea acestuia se realizează prin difuzie. În continuare, curenții turbionari transportă poluantul către zona centrală a masei absorbantului.

Conform legii lui Fick [2.28], fracţia molară specifică (raportată la unitatea de suprafaţă a secţiunii transversale) de transfer a unui gaz (A) într-un lichid (B) poate fi exprimată printr-o relaţie de forma:

$$N_A = \frac{D_L}{x}\left(c_{A2} - c_{A1}\right), \tag{2.13}$$

unde D_L reprezintă coeficientul de difuzie moleculară a lichidului, pentru specia A în specia B, iar ($c_{A2} - c_{A1}$) diferenţa concentraţiilor speciei A, pentru o deplasare pe distanţa x.

Dacă coeficientul de difuzie dintre două gaze nu variază mult cu concentraţia acestora, coeficientul de difuzie a gazului într-un lichid variază mult cu concentraţia de gaz dizolvat. Cu toate acestea, în literatura de specialitate sunt date tabele cu valorile tipice ale coeficienţilor de difuzie moleculară în lichide, pentru amestecuri binare.

Absorbţia este frecvent utilizată pentru controlul emisiilor de SO_2, H_2S şi hidrocarburi uşoare, datorită eficienţei ridicate şi posibilităţii de accelerare a proceselor prin creşterea turbulenţei, a suprafeţei de contact şi prin utilizarea unor absorbanţi cu coeficienţi de difuzie ridicaţi, relativ la poluantul ce trebuie reţinut.

Pe lângă procese de absorbţie, foarte multe dintre tehnicile actuale de desulfurare fac apel la reacţii de neutralizare a SO_2 prin intermediul unor substanţe bazice, reacţiile chimice fiind astfel conduse încât să elimine poluantul, sub formă de precipitat, sau să-l transforme în compuşi netoxici. Trebuie menţionat că reacţiile de neutralizare pot conduce şi la formarea unor sulfuri. Aceste săruri, fiind foarte solubile, pot transfera poluantul către un alt factor de mediu, apă sau sol.

Parametrii care au cea mai mare influenţă asupra eficienţei desulfurării gazelor de ardere sunt [2.3, 2.4, 2.6, 2.13, 2.28]:

- ✓ natura reactivului;
- ✓ cantitatea de reactiv introdusă în proces, exprimată prin raportul molar dintre substanţa de bază a acestuia şi sulful reţinut (Ca/S sau Na/S);
- ✓ temperatura la care se desfăşoară procesele de absorbţie, adsorbţie şi neutralizare;
- ✓ suprafaţa specifică de contact, ce corespunde unei anumite granulaţii şi anumite porozităţi a particulelor substanţei neutralizante;
- ✓ durata de rezidenţă a poluantului în zona de tratare.

În ceea ce priveşte natura reactivului, atâta timp cât se urmăreşte neutralizarea unui gaz acid, pot fi utilizate substanţe alcaline, precum compuşii calcici, cei ai sodiului, ai potasiului sau amoniacul, astfel [2.13]:

- ✓ *Compuşi calcici*: $Ca(OH)_2$ - hidroxid de calciu (var stins); ($CaCO_3$, $MgCO_3$)-carbonat de calciu şi magneziu (dolomita); $CaCO_3$ - carbonat de calciu şi CaO - oxid de calciu, daţi în ordinea descrescătoare a reactivităţii acestora. De exemplu, $Ca(OH)_2$ prezintă o proporţie de conversie în sulfat care este de patru ori mai mare decât aceea a carbonaţilor ($CaCO_3$). Reactivitatea dolomitei este determinată pe prezenţa MgO, care limitează procesul de aglomerare a particulelor de CaO, facili-

tând, astfel, accesul SO_2 la suprafața neutralizantului, fără însă a rezulta compuşi ai magneziului cu sulful.

- ✓ *Compuşi ai sodiului*: NaOH - soda caustică; Na_2CO_3 - carbonatul de sodiu; $NaHCO_3$ – bicarbonat de sodiu; nahcolite (mineral ce însoțeşte şisturile petrolifere şi care conține până la 80 % $NaHCO_3$); trona (mineral cu compoziția $Na_2CO_3 \cdot Na_4CO_3 \cdot H_2O$). Aceste substanțe se utilizează în funcție de caracterul uscat sau umed al procedeului de desulfurare. Dacă se compară eficiența desulfurării cu un produs sodic (Na_2CO_3) cu aceea a compuşilor calcici (de exemplu $Ca(OH)_2$), se constată că primul reactiv este mai eficient, din punctul de vedere al cineticii reacțiilor, atât sub formă de soluție, cât şi sub formă de pulbere fină. În schimb, cel de al doilea reactiv este mult mai ieftin, motiv pentru care este utilizat în majoritatea aplicațiilor industriale.
- ✓ *Amoniacul* este mai rar utilizat în instalațiile de desulfurare, atât datorită cheltuielilor de exploatare mai ridicate, cât şi riscului de poluare majoră cu NH_3. Acest agent este utilizat, în special, în unele sisteme integrate de control a poluanților gazoşi din gazele de ardere.

Tehnicile de reducere a emisiilor de SO_2, prin neutralizare, se caracterizează prin raportul molar dintre substanța de bază a aditivului şi sulf.

În cazul utilizării compuşilor calcici, în condiții stoichiometrice, raportul Ca/S este egal cu 1. În practică, însă, acesta poate lua valori cuprinse între 2 şi 4 unități relative, putând atinge chiar valoarea 10 [2.4]. Pentru o aceeaşi eficiență a desulfurării, acest raport diferă în funcție de compusul calcic utilizate, astfel:

- ✓ Ca/S = 2,5 - pentru var stins,
- ✓ Ca/S = 3,2 - pentru calcaruri şi dolomite şi
- ✓ Ca/S = 6 - pentru var nestins.

În cazul utilizării compuşilor sodici, s-a constatat că gradul de desulfurare creşte până la un raport molar Na_2O/S cuprins între 1,5 şi 1,75 unități relative, creşterea suplimentară a cantității de agent neutralizant având un efect nesemnificativ asupra concentrației poluantului [2.12].

Se poate concluziona că eficiența procesului de desulfurare creşte odată cu creşterea cantității de reactiv introduse în proces. Această dependență este de tip monoton crescătoare şi neliniară, astfel încât nu se mai înregistrează creşteri semnificative ale gradului de desulfurare, atunci când cantitatea de reactiv depăşeşte un anumit nivel. Acest nivel limită este dependent de natura reactivului.

Încercarea de a obține grade mari de desulfurare prin injectarea unei cantități mari de reactiv nu este acceptabilă şi din alte motive principale:

- ✓ creşterea costurilor directe ale tratării, efect al creşterii cantității de reactiv, a consumului de energie necesar transportării şi preparării acestuia, a vitezei de erodare a elementelor instalației de ardere, precum şi al creşterii dimensiunilor şi consumului energetic al sistemului de filtrare a particulelor;

- ✓ creşterea costurilor indirecte, efect al creşterii cantității de deşeuri ce trebuie tratate, neutralizate şi stocate.

Gradul de desulfurare depinde temperatura la care se desfăşoară reacțiile, pentru fiecare tehnologie în parte existând un domeniu optim de temperaturi. Astfel, acest domeniu trebuie să se încadreze între valori inferioare temperaturii de fierbere a solventului – în cazul procedeelor umede sau să se apropie de domeniul de temperaturi din zona superioară a focarului – în cazul tehnicilor primare de epurare.

În afara domeniului optim de temperaturi, scade gradul de desulfurare, efect al apariției unor procese secundare de consum de reactiv sau de reducere a suprafeței de contact a acestuia, prin reducerea porozității şi prin aglomerarea produselor finale de reacție pe suprafața absorbantului. În aceste condiții, nu intră în reacție întreaga masă de reactiv, crescând, suplimentar, costurile preparării acestuia şi depozitării produselor finale ale reacțiilor chimice. De asemenea, poate creşte viteza de erodare şi de corodare a unor elemente ale instalației.

Domeniul optim de temperaturi depinde şi de natura agentului neutralizant. Astfel, varul stins are eficiența maximă la o temperatură mai mică cu $50 \div 100\ ^oC$, față de aceea a varului nestins.

Suprafața specifică de contact este definită în două moduri, astfel [2.4]:

- ✓ suprafața specifică de tip Blaine, egală cu suprafața geometrică totală a unui gram de particule, însă în ipoteza simplificatoare în care acestea se consideră a fi sferice;
- ✓ suprafața **BET** (Brunauer, Emmet şi Teller) este suprafața totală, reală, a unui gram de particule, obținută prin sumarea suprafețelor exterioare şi interioare (fisuri, pori), fără să se facă nici o ipoteză simplificatoare asupra formei particulelor; suprafața specifică **BET** se determină printr-o adsorbția izotermă de N_2.

Conform cu definițiile, rezultă că suprafața specifică determinată prin metoda Blaine nu ia în considerare întreaga suprafață de reacție, iar suprafața determinată după metoda **BET** ia în considerare suprafețe de reacție inaccesibile pentru SO_2, pori şi fisuri care au diametrul mai mic de 0,004 µm = 40 Å [2.28] (1 Ångstrom = 10^{-10} m). Cu toate acestea, s-a constatat că randamentul desulfurării şi suprafața specifică **BET** evoluează în acelaşi sens [2.4].

Suprafețe specifice foarte mari au carbonul activ ($10^5 \div 10^6$ m^2/kg) şi zeolitul sintetic (aluminosilicat cristalin). Datorită dimensiunilor foarte reduse ale porilor (3 ÷ 10 Å), zeolitul sintetic intră în categoria separatoarelor (sitelor) moleculare, foarte selective. Zeolitul poate fi utilizat pentru adsorbția poluanților, precum SO_2, NO_x şi vapori de *Hg*. Selectivitatea adsorbției este asigurată prin dimensiunile porilor. Astfel, pentru diverse diametre nominale ale porilor, pot fi adsorbite substanțe precum:

- ✓ 30 Å – molecule de H_2O şi NH_3;
- ✓ 40 Å – molecule de CO_2, SO_2, H_2S, C_2H_4, C_2H_6;
- ✓ 50 Å – parafine etc.

Suprafața specifică a reactivilor poate fi crescută şi prin adaosul unor aditivi sau

prin tratarea cu aditivi, în timpul preparării. De exemplu, este posibilă creşterea suprafeţei specifice **BET** a particulelor din suspensia de $Ca(OH)_2$ prin amestecarea cu alcool a apei utilizate pentru stingerea varului.

Suprafaţa specifică de contact este determinată şi de granulaţia particulelor. De exemplu, în cazul injectării de compuşi calcici, în focarele cazanelor energetice care funcţionează cu cărbune pulverizat, eficienţa maximă a reacţiilor se obţine pentru diametre medii ale particulelor de ordinul a 15 μm. O granulaţie prea fină, care ar determina creşterea suprafeţei de contact, favorizează dezactivarea termică, iar granulaţia grosieră diminuează suprafaţa la care are acces poluantul.

În cazul tratării SO_2, din gazele de ardere, cu reactivi calcici, trebuie cunoscuţi următorii parametri:

- ✓ conţinutul de CO_2 şi H_2O,
- ✓ temperatura optimă de desfăşurare a reacţiilor,
- ✓ suprafaţa specifică **BET**,
- ✓ porozitatea.

Se pare că factorul determinant este suprafaţa **BET** şi, mai mult decât atât, o porozitate comparabilă cu dimensiunea moleculelor de SO_2 [2.4]. Un tratament termic corespunzător, în etapa de preparare a reactivilor, are efect favorabil asupra ansamblului proprietăţilor porozitate - suprafaţă specifică **BET**. Astfel, varul incomplet stins, cu conţinut semnificativ de $CaCO_3$, favorizează creşterea eficienţei desulfurării.

2.3. Tehnici de desulfurare

Arderea combustibililor solizi şi lichizi poate polua, inadmisibil de mult, atmosfera, cu emisii de SO_2. Volumul mare al emisiei face necesară desulfurarea gazelor de ardere, controlul SO_2 putând fi realizat în următoarele etape ale procesului tehnologic [2.6, 2.11, 2.12, 2.20, 2.22, 2.36]:

- ✓ înainte de ardere, prin tratarea combustibilului;
- ✓ în timpul arderii, la nivelul focarului;
- ✓ după ardere, prin tratarea gazelor reci.

Prima categorie de tehnici mai poartă şi denumirea de tehnici precombustie, acestea urmărind, într-o formă sau alta, reducerea cantităţii de sulf ce se introduce în focar. Metodele prin care se acţionează la nivelul combustiei mai poartă denumirea de metode intracombustie sau primare şi au la bază reacţii de neutralizare a poluantului prin intermediul unor compuşi alcalini, injectaţi în focar. Cele mai ridicate grade de desulfurare se obţin atunci când sunt tratate gazele de ardere pe traseul de evacuare a acestora la coşul de fum. Tehnicile postcombustie sau secundare pot fi de tip uscat, semiuscat (cvasiuscat) şi umed, după cum sunt preponderente procesele de adsorbţie sau de absorbţie.

Deoarece ponderea cea mai mare, în totalul emisiei de oxizi de sulf, o deţine SO_2 (§ 2.1.), atât tehnicile de depoluare, cât şi evaluarea emisiilor se raportează la acest poluant.

2.3.1. Controlul precombustie al emisiei de SO_x

Principial, prin tehnici de desulfurare precombustie se urmăreşte reducerea cantităţii de sulf ce se introduce în camera de ardere. Soluţia cea mai eficientă şi cea mai radicală, în acelaşi timp, este aceea de schimbare a tipului combustibilului. Această soluţie nu poate fi general aplicată, atât datorită disponibilului limitat de combustibili cu conţinut foarte redus de sulf, cât şi cheltuielilor necesare efectuării unor modificări majore asupra instalaţiilor existente, cu durată reziduală de exploatare relativ mare. În afara gazelor naturale, care, practic, nu conţin sulf, toţi ceilalţi combustibili fosili au, în compoziţia lor, cel puţin 0,5 % sulf. În aceste condiţii, desulfurarea precombustie implică extragerea unei cantităţi din sulful existent în combustibil.

În cărbune, sulful există atât sub formă de combinaţii organice, cât şi anorganice. Combinaţiile anorganice sunt, în principal, pirite (FeS_2), sub formă de granule, ce pot fi îndepărtate, prin procedee fizice de spălare, cu apă sau medii mai dense, şi separare gravitaţională. Această tehnică poartă denumirea de îmbogăţirea cărbunelui.

Deoarece compuşii organici ai sulfului sunt chimic legaţi în combustibilii fosili, pentru reducerea concentraţiei acestuia trebuie utilizate procese chimice, mult mai complexe şi, deci, mult mai costisitoare. Astfel de procese pot fi cele de gazeificare a cărbunilor sau de conversie a acestora în combustibili lichizi, sintetici.

Prin lichefiere, din cărbuni se obţin combustibili lichizi sintetici, alcooli şi parafine. În general, raportul C/H al cărbunilor este mai mare decât acela specific combustibililor lichizi. În consecinţă, dacă se urmăreşte obţinerea unui combustibil lichid, este necesară introducerea unei cantităţi suplimentare de hidrogen. În mod obişnuit, lichefierea cărbunilor implică o etapă intermediară, de producere a hidrogenului, în cele mai multe cazuri acest proces fiind, de fapt, un proces de gazeificare a cărbunilor.

Desulfurarea păcurii, în vederea reducerii conţinutului de sulf la sub 1 %, reprezintă un procedeu cunoscut şi aplicat în majoritatea rafinăriilor de petrol din lume, însă care implică costuri considerabile. Costul de producţie ridicat al păcurii nesulfuroase este motivul pentru care, pe piaţa mondială a combustibililor energetici, se oferă două calităţi de păcură: una mai scumpă - cu un conţinut de sulf de sub 1 % şi una mai ieftină – păcura sulfuroasă (în multe cazuri cu un conţinut de sulf mai mare de 2 %).

Practica industrială a dovedit că, în condiţiile respectării emisiilor limită admisibile de SO_2, este mai economic să se ardă păcură cu conţinut redus de sulf, decât să se desulfureze gazele rezultate în urma combustiei păcurii sulfuroase [2.12]. Acesta este unul dintre motivele pentru care, în România, începând din anul 1996, nu se mai acceptă comercializarea păcurii sulfuroase, pentru combustie în scopuri energetice.

2.3.1.1. Îmbogățirea cărbunelui

Unele studii economice au condus la concluzia că se justifică doar o îmbogățire sumară a cărbunilor, îmbogățirea substanțială neavând un efect major asupra reducerii emisei [2.12], chiar în condițiile în care, în unele sorturi de cărbune, forma piritică poate depăşi 40 % din totalul cantității de sulf.

În mod obişnuit, prin îmbogățire se poate reduce până la 60 ÷ 70 % din sulful existent sub formă de compuşi anorganici [2.28]. În cazul cărbunilor sulfuroşi, cu concentrație ridicată de sulf anorganic şi de steril, îmbogățirea avansată poate conduce la grade ridicate de desulfurare, simultan cu reducerea costurile directe şi indirecte ale funcționării centralelor [2.14]. Astfel, reducerea cantității de steril, face să scadă costurile aferente transportului şi manipulării combustibilului. Reducerea conținutului de silicați, abrazivi, determină creşterea eficienței instalațiilor centralei şi reducerea întreruperilor, necesare efectuării reparațiilor capitale. Reducerea concentrației sulfului face să scadă viteza de corodare acidă a elementelor instalației şi, implicit, costurile de exploatare şi de întreținere.

Schema de principiu a unei linii tehnologice de îmbogățire avansată, substanțială, a cărbunilor cu conținut ridicat de sulf este redată în figura 2.1 [2.14]. Tratare implică pulverizare, trepte multiple de separare (prin cernere, gravitațională, prin flotație şi magnetică), filtrare şi eliminarea, parțială, a apei.

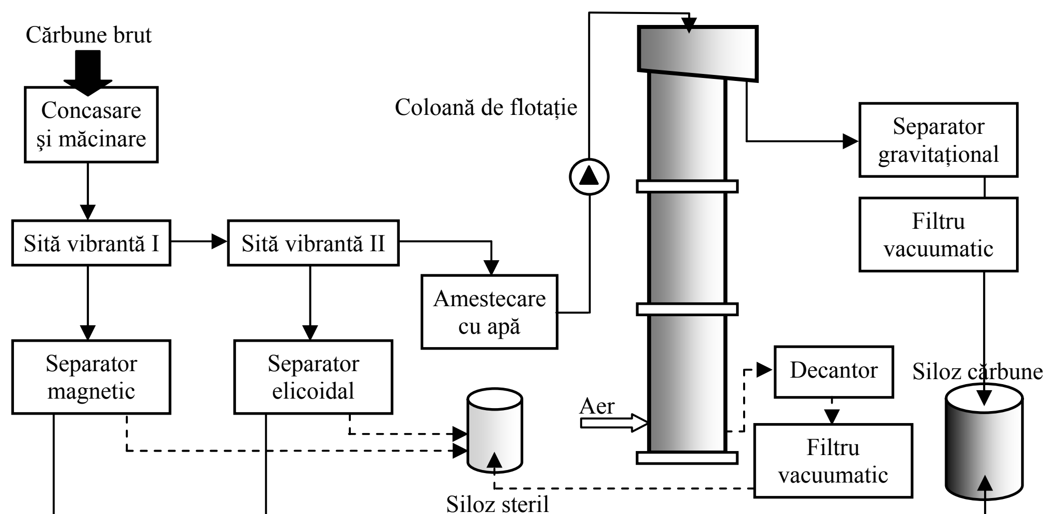


Fig. 2.1. Schema de principiu a liniei tehnologice de îmbogățire avansată a cărbunilor sulfuroşi

După concasare şi pulverizare, cărbunele este trecut prin două etape de separare prin cernere, la nivelul unor grătare vibrante. Pentru reținerea granulelor mari de pirită şi din alte materiale feromegnetice, în prima etapa, se utilizează o separare magnetică.

În a doua etapă de separare mecanică, prin cernere, particulele de pirită sunt separate prin intermediul unor separatoare cu şnecuri elicoidale. Particulele fine, rezultate din cea de a doua treaptă de cernere, sunt amestecate cu apă, nămolul de proces fiind dirijat către principalul element al liniei de îmbogățire – coloana de flotație. Cărbunele, astfel tratat, este trecut printr-un separator centrifugal şi gravitațional, de înaltă eficiență, uscat într-un filtru vacuumatic şi dirijat către silozul de combustibil. Nămolul de proces, este trecut printr-un decantor şi apoi uscat, într-un filtru vacuumatic, în vederea stocării sterilului.

Eficiența ridicată a îmbogățirii avansate, realizate conform schemei anterioare, este determinată, în principal, de ansamblul coloană de flotație - filtru gravitațional şi centrifugal.

Coloana de flotație care asigură cel mai ridicat grad de separare a piritei sulfuroase şi a altor combinații de steril este coloana realizată în tehnologie Microcell™, a cărei licență o deține compania **VPISU** din SUA [2.14, 2.15]. Reprezentarea schematică a unei astfel de coloane de flotație este redată în figura 2.2 [2.14].

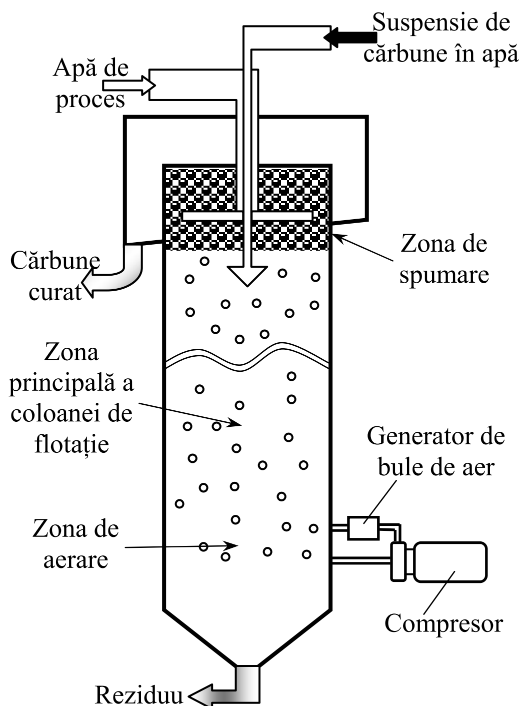


Fig. 2.2. Schema funcțională a unei coloane de flotație de tip Microcell™ [2.14]

Amestecul de pulbere de cărbune şi apă, preparat în exteriorul coloanei de flotație, este introdus în zona principală a coloanei, în care suspensia solidă, din apă, este menținută într-o stare de agitație violentă, de către un debit de aer comprimat şi, mai

ales, de către un debit de bule de aer, de dimensiuni foarte reduse. Aceste bule de aer se obțin într-un generator static, în care se amestecă mediul de flotație, recirculat, cu aer comprimat.

Datorită diferenței mari dintre densitățile cărbunelui (aproximativ 1200 kg/m^3) şi piritei (aproximativ 5000 kg/m^3), particulele de pirită sulfuroasă se deplasează către zona de la baza coloanei de flotație, de unde sunt evacuate, iar particulele de cărbune sunt antrenate către zona de spumare, de la partea superioară a coloanei, unde sunt spălate, prin intermediul unui flux de apă proaspătă, pentru ca, ulterior, să fie extrase din coloana de flotație.

În unele particule de cărbune pot exista incluziuni foarte fine de pirită. Chiar în condițiile în care diferența dintre densitățile celor două materiale este mare, acestea nu pot fi separate în coloana de flotație, însă sunt separate, în bună măsură, în separatorul gravitațional-centrifugal, de înaltă eficiență, din aval de coloana de flotație.

Eficiența ridicată separării, în coloana de flotație, este dată de numărul foarte mare şi dimensiunile reduse ale bulelor de aer, care aderă la suprafața particulelor de cărbune, mărindu-le flotabilitatea. Astfel, în comparație cu coloanele de flotație mecanice, convenționale, acest tip de coloane asigură separarea particulelor foarte fine de cărbune.

Gradul de separare al acestei tehnologii, pentru un cărbune sulfuros, în care sulful aflat în combinații anorganice are ponderea cea mai mare, este dat în tabelul 2.2 [2.14].

Tabelul 2.2. Gradul de separare al tehnologiei avansate de îmbogățire a cărbunelui

Concentrații în cărbune (%)						**Grad de epurare** (%)		
Cărbune brut			Cărbune îmbogățit					
Cenuşă	Sulf total	Sulf piritic	Cenuşă	Sulf total	Sulf piritic	Cenuşă	Sulf total	Sulf piritic
25	4	3,2	10	1,25	0,5	75	80	90

Această tehnologie este foarte eficientă în reducerea concentrației sulfului aflat în combinații anorganice, a sterilului, ce urmează a se transforma în cenuşă şi zgură, dar şi a concentrației arsenicului şi mercurului din cărbunii energetici. Acest proces de separare, de natură fizică, nu elimină sulful aflat în combinații organice. Din acest motiv, este preferabil să fie asociat cu una dintre tehnicile secundare de desulfurare. Dacă concentrația piritei sulfuroase este mare, îmbogățirea accentuată poate reduce emisia de SO_2 până la valori inferioare celor maxime admisibile, fiind, astfel utilizabilă ca tehnică unică de desulfurare a gazelor de ardere, emise de centralele termoelectrice [2.14].

Îmbogățirea accentuată a cărbunilor cu conținut ridicat de sulf, aflat în combinații anorganice, are ca efect reducerea costurilor directe ale desulfurării, în raport cu tehnicile intracombustie şi postcombustie, precum şi reducerea costurilor de exploatare şi întreținere a centralelor termoelectrice. Reducerea costurilor globale rezultă din [2.14]:

✓ reducerea consumului propriu tehnologic – în mod obişnuit, centralele termoelectrice, care funcționează cu cărbune pulverizat, consumă 2 ÷ 5 % din energia electri-

că, produsă, în propriul proces tehnologic; reducerea cantităţii de cenuşă din cărbune, de la 24 % la 8 %, are ca efect reducerea cu 10 % a consumului propriu tehnologic;

- ✓ creşterea eficienţei termice – utilizarea cărbunilor cu conţinut redus de steril face să scadă cantitatea de căldură pierdută prin încălzirea sterului, căldură greu de recuperat, în majoritatea situaţiilor; la reducerea cantităţii de cenuşă de la 24 % la 8 %, randamentul termic al cazanului creşte cu 1,5 % (economie de 135.000.000 USD/an, în cazul unei centrale de 500 MW, în care se ard anual 450.000.000 tone de cărbune, la preţul mediu de 20 USD/t);
- ✓ creşterea eficienţei globale a centralei – utilizarea cărbunilor de calitate superioară îmbunătăţeşte eficienţa centralei, inclusiv pe aceea a cazanului, cu 8 ÷ 12 %; în acest fel, se pot economisi unele resurse destinate investiţiilor noi;
- ✓ reducerea costurilor de întreţinere – utilizarea unei cantităţi mai mici de cărbune curat, din care au fost eliminaţi silicaţii abrazivi şi pirita sulfuroasă, corozivă după combustie, asigură reducerea, cu până la 5.000.000 USD/an, a costurilor de întreţinere ale unei centrale de 500 MW;
- ✓ creşterea disponibilităţii centralei – utilizarea cărbunelui curat permite reducerea duratei întreruperilor, necesare efectuării reparaţiilor curente şi capitale, astfel încât disponibilitatea centralei poate creşte cu până la 5 %;
- ✓ reducerea costurilor de transport – cărbunele energetic, la gura minei, conţine 20 ÷ 30 % steril şi 10 ÷ 20 % apă; prin îmbogăţire, se reduce atât cantitatea de steril, cât şi umiditatea cărbunelui, tratarea la gura minei determinând, astfel, reducerea costului de transport al cărbunelui, la centrală, implicit prin reducerea costurilor aferente utilizării sistemului de căi ferate;
- ✓ reducerea riscului de poluare cu particule aeropurtate – silicaţii din cărbune sunt cauza principală a poluării atmosferei cu particule solide; reducerea cantităţii de silicaţi, reduce costurile aferente controlului poluării, atât în etapa de transport şi preparare a cărbunelui, cât şi în etapa de tratare a gazelor de ardere în electrofiltre.

O comparaţie edificatoare, în ceea ce priveşte costurile de investiţie, de exploatare şi de întreţinere, aferente tratării precombustie şi hibride, este dată în tabelul 2.3. Datele sunt valabile pentru o centrală de 500 MW, care funcţionează cu cărbune pulverizat, având puterea calorică de 5600 kcal/kg, un conţinut de 25 % cenuşă şi 4 % sulf total, sulful conţinut în combinaţiile anorganice având concentraţia de 3,2 % [2.14].

Analiza datelor arată că, pentru cărbunii cu conţinut ridicat de sulf anorganic, este mai economică tratare hibridă decât tratarea postcombustie, clasică, într-o singură etapă, la toate capitolele de costuri.

Testele efectuate pe mai multe categorii de cărbuni energetici, arată că se obţine reducerea costurilor prin desulfurare hibridă, pentru toate sorturile de cărbuni sulfuroşi care au un conţinut de sulf anorganic mai mare de 1,2 %, aşa cum se poate observa din figura 2.3 [2.14].

Tabelul 2.3. Evaluarea economică a desulfurării precombustie

Tipul cheltuielilor	Desulfurare secundară - treaptă unică		Desulfurare hibridă, precombustie şi secundară					
			Componenta precombustie		Componenta secundară		Total	
	10^6 \$/an	10^{-3} \$/kWh	10^6 \$/an	10^{-3} \$/kWh	10^6 \$/an	10^{-3} \$/kWh	10^6 \$/an	10^{-3} \$/kWh
Investiţii anuale	26,60	9,33	4,79	1,68	19,40	6,81	24,19	8,49
Exploatare şi întreţinere-costuri fixe	11,45	4,02	0,76	0,26	8,35	2,93	9,11	3,20
Exploatare şi întreţinere-costuri variabile	10,42	3,66	1,91	0,67	2,68	0,94	4,59	1,61
Total	48,47	17,01	7,46	2,62	30,43	10,68	37,89	13,30
Investiţie globală	229052218 $		36952003 $		167043438 $		203995441 $	

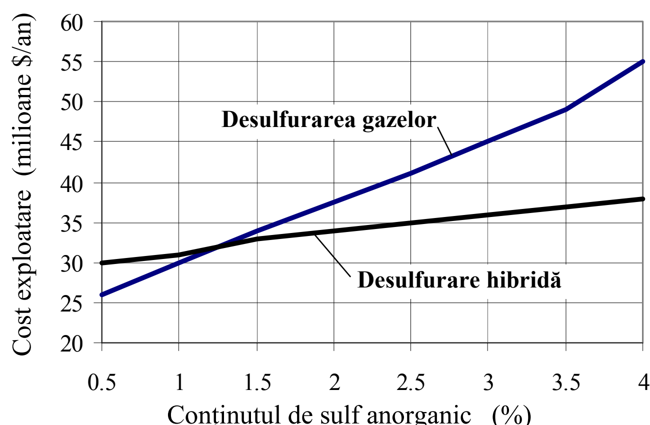


Fig. 2.3. Costurile de exploatare anuale ale unei centrale de 500 MW

2.3.1.2. Gazeificarea cărbunilor

Primele aplicaţii industriale ale gazeificării cărbunilor au apărut în timpul celui de-al doilea război mondial [2.49, 2.50] şi s-au extins, cu preponderenţă, în ţări precum Germania, Anglia şi Africa de Sud [2.10, 2.49].

În principiu, gazeificarea constă în transformarea cărbunilor într-un amestec de gaze, dintre care unele combustibile, în condiţiile utilizării unei cantităţi de cărbune pentru tratamentele termice pe care le implică un asemenea proces.

Există numeroase procedee industriale de gazeificare, acestea deosebindu-se prin tipul cărbunelui şi modul de procesare a acestuia, prin debitele de aer şi de abur introduse în instalaţia de conversie (gazogen), prin parametrii termodinamici şi productivitatea procesului, precum şi prin puterea calorifică a gazelor de sinteză obţinute [2.10].

În cazul în care se insuflă oxigen peste combustibilul uscat, se obţine „*gazul aerian*”. Principalele reacţii chimice, prin care se obţine gazul aerian, sunt [2.27]:

✓ oxidarea carbonului, reacţie puternic exotermă



$$C + O_2 = CO_2 + 408000\ kJ/kmol; \qquad (2.14)$$

✓ reducerea dioxidului de carbon, printr-o reacţie endotermă,



$$CO_2 + C = 2CO - 160000\ kJ/kmol, \qquad (2.15)$$

ultima reacţie desfăşurându-se la temperaturi mai mari de 630 ^oC.

Pe ansamblu, cele două reacţii se desfăşoară, practic, simultan, reacţia globală, din gazogen, fiind una similară arderii incomplete



$$C + \tfrac{1}{2}O_2 = CO + 124000\ kJ/kmol, \qquad (2.16)$$

căldura degajată servind la încălzirea masei de combustibil, precum şi la compensarea pierderilor de căldură. O parte din energia degajată în reacţia exotermă se regăseşte sub formă de energie termică, temperatura gazului de sinteză fiind mai mare decât temperatura ambiantă.

Dacă în gazogen se introduce aer, în loc de oxigen, compoziţia gazului va fi de 33,2 % CO şi 66,8 % N_2, iar puterea calorifică este de 560 kJ/Nm^3 [2.27].

Atunci când peste carbonul incandescent se insuflă vapori de apă, se obţine „*gazul de apă*”. În acest caz, reacţia este doar endotermă, fiind necesar un aport de energie, prin combustia unei părţi din cărbunele tratat. Reacţia din gazogen este de forma



$$C + H_2O = CO + H_2 - 119700\ kJ/kmol, \qquad (2.17)$$

gazul de apă conţinând, teoretic, 50 % CO şi 50 % H_2 [2.27].

Puterea calorifică a gazului de apă este de 2796 kcal/Nm^3, important mai mare decât aceea a gazului aerian.

Dacă cărbunele este gazeificat în scopuri energetice, se combină cele două tipuri de procese, descrise anterior, în aşa fel încât energia eliberată la producerea gazului de aer să fie consumată în reacţia endotermă a producerii gazului de apă. Se obţine un amestec de gaze, numit gaz de gazogen sau gaz de sinteză, ce conţine CO, CO_2, H_2, N_2 şi O_2 şi a cărui putere calorifică este de 1730 kcal/Nm^3 [2.27].

Funcţie de calitatea cărbunelui, puterea calorifică a gazului de sinteză poate varia între 900 ÷ 1700 kcal/Nm^3, iar dacă, în loc de aer, în gazogen se introduce oxigen, puterea calorifică poate creşte până la 2000 ÷ 3000 kcal/Nm^3 [2.10]. Puterea calorifică poate să crească, până la o valoare apropiată de aceea a gazelor naturale (7000 ÷ 9000 kcal/Nm^3), dacă gazul de gazogen este tratat suplimentar, pentru a se sintetiza metanul. Acest proces se desfăşoară la temperaturi relativ reduse (200 ÷ 300 ^oC), însă la presiune ridicată şi în prezenţa unor catalizatori [2.10].

Randamentul gazeificării clasice, calculat ca raport între energia chimic legată a gazului sintetic şi aceea a cărbunelui, variază între 40 % şi 60 %.

O tehnică modernă de producere a energiei electrice din energia chimic legată a cărbunilor, curată şi de mare eficienţă termică, este aceea a gazeificării integrate cu utilizarea ciclurilor combinate abur-gaze. Nivelul foarte redus al emisiilor poluante este rezultatul gazeificării cărbunilor, în timpul căreia pot fi separate substanţele potenţial poluante, precum sulful, o parte din azotul de origine organică, sterilul şi metalele grele, simultan cu reducerea emisiei globale de CO_2, cu până la 20 % [2.50]. Eficienţa termică ridicată este consecinţa utilizării ciclurilor combinate abur-gaz, cu randament ridicat şi caracterizate prin consumuri mici de apă, deoarece în ciclul turbinelor cu gaze nu este necesară utilizarea apei de răcire.

Realizarea modulară a instalaţiilor, în care de arde gaz de sinteză, le face foarte flexibile şi la schimbarea tipului combustibilului, acestea putând funcţiona atât cu gaze naturale, gaz sintetic, cât şi cu combustibil lichid. În acest fel, centrala poate funcţiona, la parametrii nominali, atât înaintea punerii în funcţiune a gazeificatorului, cât şi în perioadele în care acesta este scos din funcţiune, pentru mentenanţă.

Gazeificatoarele moderne funcţionează după principiul clasic al obţinerii gazului de sinteză, prin insuflarea simultană a oxigenului şi apei, peste cărbunele aflat la incandescenţă. Astfel, în coloana gazeificatorului, se desfăşoară, simultan reacţii de forma (2.14) şi (2.17). Cantitatea de energie, rezultată din reacţia exotermă, este semnificativ mai mare decât aceea consumată în reacţia endotermă. Surplusul de energie, astfel obţinut, ca şi o parte din energia degajată prin combustia unei cantităţi de cărbune determină creşterea temperaturii gazului de sinteză, până la 1350 ÷ 1400 ^{o}C.

Gazeificatoarele industriale pot fi de mai multe tipuri, două exemple de gazeificatoare de mare randament, care asigură conversia a peste 95 % din carbonul existent în cărbune, sunt cele realizate de Texaco Industries [2.49] şi de Global Energy Inc. (E-GAS™) [2.50], ale căror reprezentări schematice sunt redate în figura 2.4.

Indiferent de tipul gazeificatorului, în coloana de gazeificare se introduce un amestec de pulbere de cărbune şi apă, faza solidă a suspensiei având ponderea de 60 ÷ 70 %, şi oxigen, având puritatea de 95 %. Cărbunele este prelucrat prin concasare şi măcinare, în sisteme clasice, apoi este combinat cu apă, fără a se urmări eliminarea combinaţiilor anorganice ale sulfului. Oxigenul se obţine prin separarea componentelor aerului atmosferic.

Dacă conţinutul de sulf al cărbunelui este de până la 3,5 %, compoziţia aproximativă a gazului de sinteză, în procente volumice, este următoarea [2.49, 2.50]: CO – 42 ÷ 45 %, CO_2 – 14 ÷ 16 %, H_2 – 34 ÷ 38 %, CH_4 – 0,1 ÷ 1,9 %, N_2 – 1,9 ÷ 3,3 %, Ar – 0,6 ÷ 0,8 %, vapori de apă – 0,3 ÷ 0,5 %, H_2S – 60 ÷ 200 ppmv, sulfură de carbonil (COS) – 10 ÷ 40 ppmv. Cantitatea relativ mare de compuşi ai sulfului, necesită un înalt grad de recuperare a acestuia, pentru ca centrala să se poată încadra în limitele admisibile ale emisiei de SO_2.

În cazul instalaţiilor cu o singură etapă de gazeificare, gazul de sinteză este trecut printr-un schimbător de căldură de radiaţie, o parte din energia termică a gazului fiind utilizată pentru obţinerea aburului, utilizat în circuitul apă-abur al centralei.

La partea inferioară a coloanei, fluxul de gaz îşi schimbă direcţia de curgere, astfel încât particulele de cenuşă se depun în bazinul de calmare şi se răcesc, formând o

masă compactă, ce este extrasă, periodic, din bazinul de calmare şi stocată. Apa din bazinul de calmare este epurată, neutralizată şi apoi recirculată, la nivelul instalației de preparare a suspensiei de cărbune.

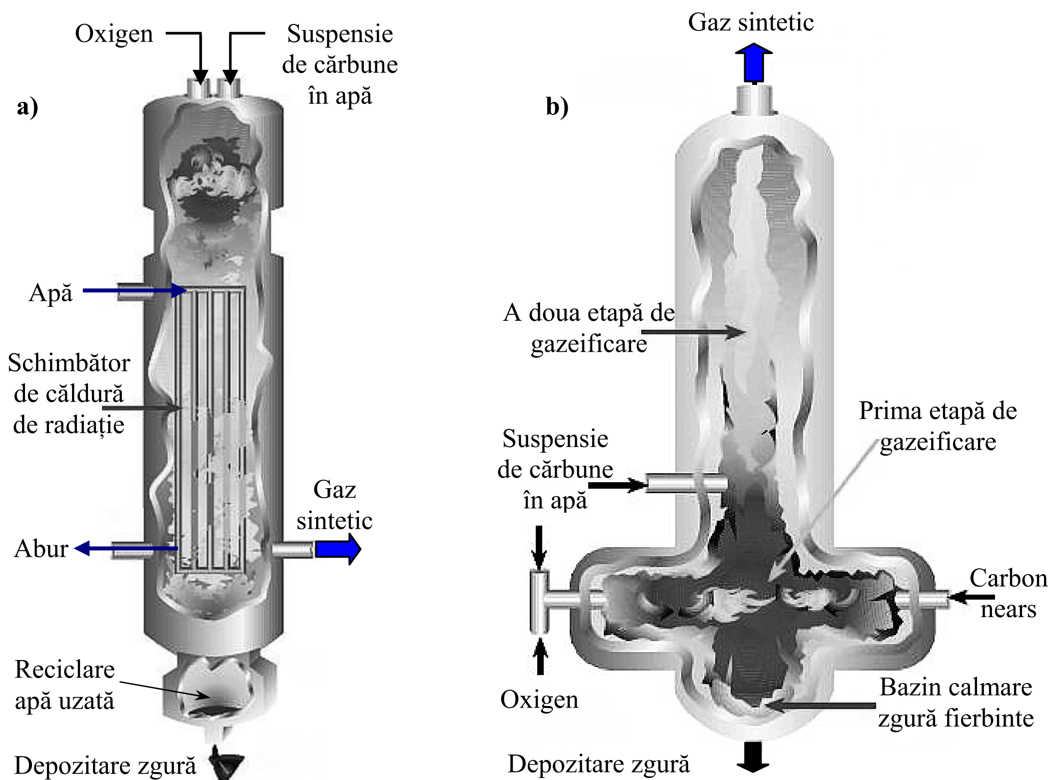


Fig. 2.4. Gazeificatoare moderne, utilizate în sisteme integrate de gazeificare şi utilizare a ciclurilor combinate abur-gaz: a) gazeificator cu răcirea gazului de sinteză (Texaco Industries [2.49]); b) cu gazeificare în două etape (E-GAS™, Global Energy Inc. [2.50]).

Particulele fine sunt, însă, antrenate de fluxul de gaz de sinteză, fiind necesară o spălare ulterioară a gazului, în exteriorul coloanei, spălare prin care se urmăreşte răcirea gazului brut, reținerea particulelor solide şi a acidului clorhidric.

În cazul gazeificatoarelor cu două etape de gazeificare (figura 2.4.b), suspensia de cărbune în apă şi oxigenul se introduc la partea inferioară a gazeificatorului. Energia termică, degajată prin arderea parțială a cărbunelui, face ca reacțiile de gazeificare să evolueze foarte rapid, iar cenuşa să se topească, curgând, astfel, în bazinul de calmare, situat la baza anvelopei, în care se solidifică. În acest stadiu, temperatura gazului de sinteză este de aproximativ 1370 °C, iar presiune de 28 atm. Cea de-a doua etapă a procesului de se desfăşoară în coloana verticală a gazeificatorului, în care se introduce o cantitate suplimentară de suspensie de cărbune în apă, care va reacționa cu gazul de

sinteză, provenit din prima etapă. Temperatura ridicată a gazului determină devolatilizarea cărbunelui, piroliza acestuia. Prin reacţie cu vaporii de apă, are loc şi gazeificarea parţială a cărbunelui ce a fost introdus în etapa a doua.

În al doilea stadiu al procesului, creşte puterea calorică a gazului de sinteză, iar temperatura acestuia scade, până la 1040 ^oC, o parte din energia termică a gazului de sinteză fiind consumată pentru vaporizarea apei şi în reacţia endotermă a carbonului cu vaporii de apă (2.17). În acest fel, existenţa acestuia al doilea stadiu elimină necesitatea utilizării schimbătorului de căldură de radiaţie, voluminos şi scump, pentru răcirea gazului.

Deoarece în coloana acestui tip de gazeificatoare nu se schimbă direcţia de curgere a gazelor, o cantitate relativ mare de particule de cărbune sunt antrenate de fluxul de gaz de sinteză. Cantitatea de cărbune ce părăseşte gazeificatorul este relativ mare şi datorită faptului că, în etapa a doua, gazeificarea nu este completă. În aceste condiţii, este obligatorie tratarea gazului într-un sistem de filtrare a particulelor, cărbunele astfel separat fiind dirijat către prima etapă a procesului de gazeificare. Sistemul de filtrare funcţionează într-o zonă în care gazele sunt fierbinţi şi trebuie să reţină particule foarte fine. Singurele filtre care pot satisface aceste condiţii, cu bună eficienţă, sunt filtrele ceramice (§ 4.3.5.4).

Indiferent de tipul gazeificatorului, prima epurare a gazului de sinteză brut, în care se urmăreşte reţinerea particulelor fine, se realizează după răcirea acestora, până la aproximativ 400 ÷ 430 ^oC, într-un schimbător de căldură de suprafaţă. Energia termică a gazelor este, astfel, utilizată pentru producerea aburului saturat, la presiuni de 100 ÷ 110 atm [2.49, 2.50] (şi, deci, la o temperatură cuprinsă între 309 ÷ 316 ^oC).

Reţinerea poluanţilor din gazul de sinteză brut, poate fi realizată în mai multe tipuri de scheme tehnologice, toate urmărind, însă, separarea particulelor solide, eliminarea HCl şi NH_3 dar, mai ales, reţinerea compuşilor sulfului. Instalaţiile destinate conversiei compuşilor sulfului în substanţe comercializabile (sulf sau acid sulfuric concentrat) pot fi relativ complexe, cu atât mai mult cu cât unul dintre compuşii sulfului este sulfura de carbonil, ce nu poate fi eliminată prin simplă absorbţie, aşa cum poate fi eliminat hidrogenul sulfurat. Dacă sulfura de carbonil nu este extrasă din gazul de sinteză, ea se transformă în SO_2, cantitatea de poluant fiind cu atât mai mare cu cât concentraţia sulfului din cărbune este mai mare.

O schemă de principiu a epurării gazului de sinteză brut, rezultată din analiza mai multor tehnici aflate în exploatare industrială [2.21, 2.31, 2.48, 2.49, 2.50], este redată în figura 2.5.

Indiferent de tipul gazeificatorului (1), prima etapă de tratare a gazului de sinteză brut este aceea de răcire, până la aproximativ 400 ^oC, în generatorul de abur (2), aburul saturat, astfel obţinut, având presiunea şi temperatura suficient de mari încât să fie direct utilizabil în turbinele centralei. Particulele fine de cenuşă zburătoare şi de carbon nears sunt reţinute, fie prin spălare cu apă, într-o coloană de spălare (scruberul 3), fie prin filtrare uscată, în instalaţii cu elemente filtrante ceramice. Dacă separare este de tip umed, simultan se reţine şi acidul clorhidric. Apa, cu conţinut de poluanţi, este dirijată către instalaţia de tratare şi neutralizare a levigatului (nămol de proces) şi, ulterior,

recirculată către instalaţia de preparare a suspensiei de cărbune, ce alimentează gazeificatorul. Dacă filtrarea este de tip uscat, specifică gazeificatoarelor cu două etape (figura 2.4.b), faza solidă este reintrodusă în gazeificator, în zona în care se desfăşoară prima etapă a gazeificării [2.23].

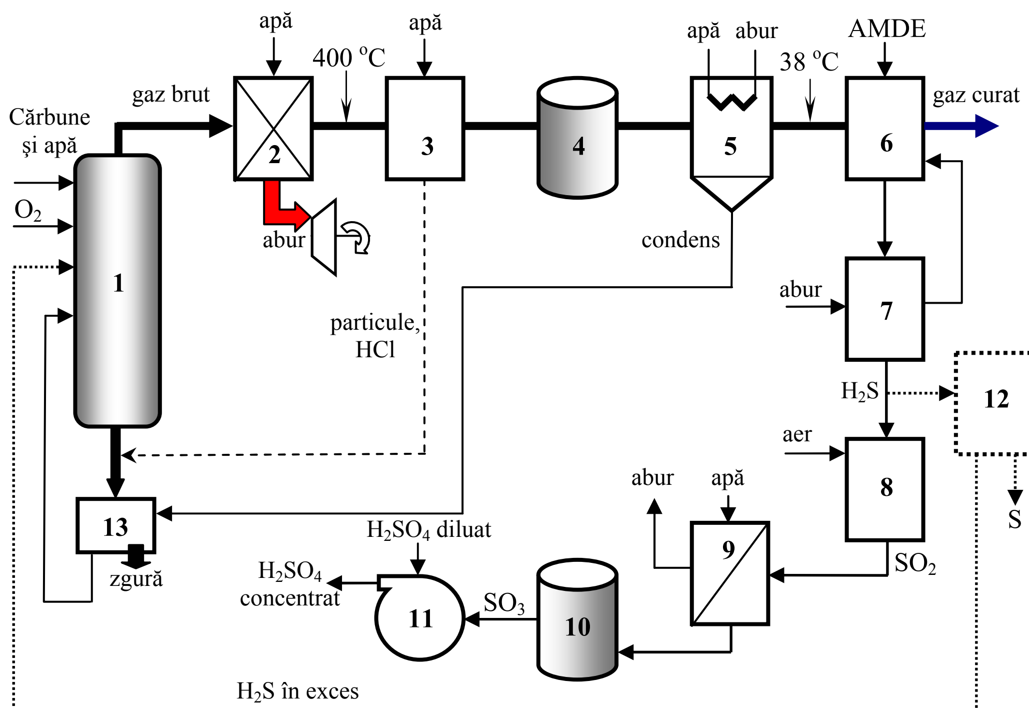


Fig. 2.5. Schema de principiu a unei instalaţii de epurare a gazului de sinteză:
1- gazeificator; 2 – generator abur; 3 – scruber; 4 – reactor catalitic pentru hidroliza COS; 5 – răcitor; 6 – coloană absorbţie; 7 – separator; 8 – cameră combustie H_2S; 9 – răcitor SO_2; 10 - reactor catalitic conversie SO_2; 11 - instalaţie producere H_2SO_4 concentrat (98 %); 12 – instalaţie Claus pentru producerea sulfului elementar (puritate de 99,99 %); 13 – tratare şi reciclare apă de proces.

Următoarea etapă de tratare este aceea în care se urmăreşte desulfurarea gazelor de ardere şi recuperarea sulfului. Deoarece sulfura de carbonil (COS) nu poate fi reţinută printr-o simplă absorbţie, aşa cum poate fi extras H_2S, prima etapă de desulfurare este una de hidroliză (4), în care COS reacţionează cu apa, în prezenţa unui catalizator, conform reacţiei



$$COS + H_2O \xrightarrow{catalizator} H_2S + CO_2 . \qquad (2.18)$$

În acest fel, singurul compus al sulfului rămâne H_2S, în condiţiile în care degradarea catalizatorului este nesemnificativă. Hidrogenul sulfurat poate fi extras prin absorbţie cu amine (amină de metildietanol – AMDE), într-o coloană de absorbţie (6).

Înaintea acestui proces, gazul de sinteză trebuie răcit, până la 38 ^{o}C [2.50], răcire realizată cu apă, într-o baterie de schimbătoare de căldură (4). Prin răcire, vaporii de apă din gaz condensează. Condensul conține o serie de substanțe dizolvate, precum NH_3, H_2S şi CO_2, motiv pentru care trebuie dirijat către instalația de tratare-neutralizare a apei de proces (13).

Aburul, rezultat în urma răcirii gazului, nu are parametrii corespunzători unei destinderi în turbină, însă poate fi utilizat pentru:

- ✓ preîncălzirea gazului de sinteză, înaintea combustiei sale,
- ✓ separarea aminei,
- ✓ în circuitul turbinei cu abur, însă numai după o încălzire suplimentară.

După absorbția hidrogenului sulfurat (6), gazul de sinteză, curat, este dirijat către turbina cu gaze a centralei. Absorbantul, cu conținut ridicat de H_2S şi cu un anumit conținut de CO_2 dizolvat, este dirijat către un separator (7), unde prin reducerea presiunii, gazele poluante sunt preluate de abur şi dirijate către etapa de recuperare a sulfului. Absorbantul, astfel recuperat, este recirculat în coloana de absorbție (6).

Etapa de recuperare a sulfului are configurația aleasă funcție de produsul final, ce se urmăreşte a se obține. Astfel, dacă se urmăreşte obținerea de H_2SO_4, etapele procesului de recuperare a sulfului sunt următoarele:

- ✓ combustia H_2S,
- ✓ conversia SO_2 în SO_3,
- ✓ obținerea H_2SO_4 concentrat (98 %) prin reacția dintre SO_3 şi H_2SO_4 diluat.

Prin combustia H_2S, în prezența aerului, se obține SO_2 (8). Energia termică a gazului SO_2, datorată combustiei, este cedată apei, într-un schimbător de căldură de suprafață (9), obținându-se abur de medie presiune.

Urmează o etapă de oxidare a SO_2 la SO_3, la nivelul unui reactor catalitic (10), straturile catalitice fiind realizate de pentoxid de vanadiu (V_2O_5). În reactorul (11), SO_3 reacționează cu H_2SO_4 diluat.

Dacă se urmăreşte să se obțină sulf elementar, H_2S este prelucrat într-o unitate de tip Claus. O parte de H_2S este ars, pentru a produce SO_2, sulful elementar obținându-se din reacția H_2S, rămas, cu SO_2:



$$2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O \,. \tag{2.19}$$

Hidrogenul sulfurat nereacționat, este comprimat şi recirculat, la nivelul gazeificatorului.

În instalația de tratare-neutralizare a apei de proces, se răceşte şi se reține reziduul solid, iar gazele dizolvate (H_2S şi CO_2) sunt reținute şi dirijate către etapa de recuperare a sulfului.

Într-o a doua etapă de tratare, NH_3 este eliminat, iar apa este utilizată la prepararea suspensiei de cărbune. Surplusul de apă este tratat cu carbon activ, stocat, temporar, într-un bazin de decantare şi, ulterior, deversat.

Gazul de sinteză şi aburul, rezultat prin răcirea acestuia, intră în circuitul combi-

nat al centralei, conform unei scheme clasice, aşa cum este aceea reprezentată în figura 2.6. Gazul de sinteză este introdus, simultan cu aerul necesar arderii, în camera de combustie a turbinei cu gaze. Pentru reducerea cantităţii de NO_x, formate în timpul arderii gazului de sinteză, este necesar să se introducă şi un debit de abur (§ 3.2.1.4). Este preferabil ca această cantitate de abur să fie cât mai mică, motiv pentru care gazul de sinteză este umezit, înainte introducerii sale în camera de combustie [2.50].

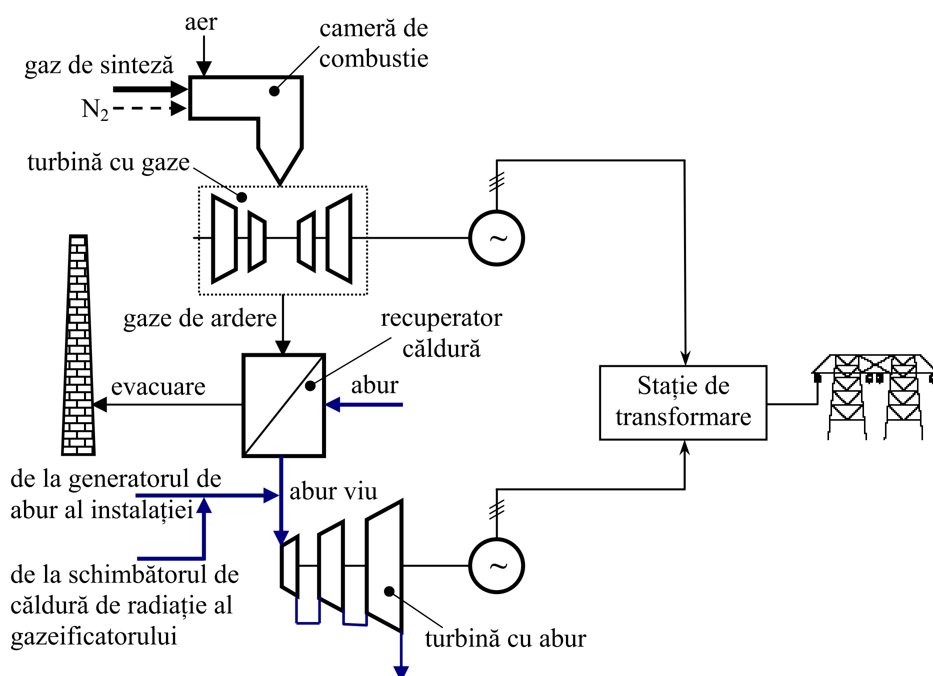


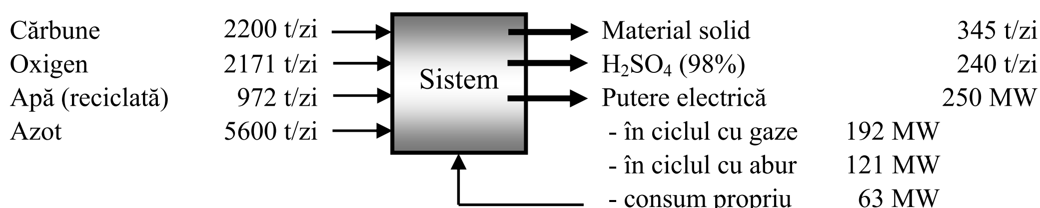
Fig. 2.6. Schemă de utilizare a gazului de sinteză în centrala termoelectrică

O alternativă viabilă de reducere a emisiei de NO_x este aceea a injectării, simultan cu gazul de sinteză, a unui debit de N_2, având puritatea de 98 % şi care este, oricum, obţinut în instalaţia de separare a aerului (ce furnizează oxigenul necesar gazeificării cărbunelui). Pe lângă reducerea emisiei de NO_x a camerei de combustie, injectarea de N_2 conduce la creşterea cantităţii de energie produse de turbina cu gaze, ca efect al creşterii masei fluxului de gaze din turbină, precum şi la creşterea eficienţei globale a sistemului [2.49].

Gazele de ardere, destinse în turbina cu gaze, dar fierbinţi, sunt trecute printr-un recuperator de căldură, în care se produce abur, la diferite niveluri de presiune. Acest debit de abur, împreună cu aburul viu provenit de la principalul generator de abur al sistemului integrat şi, eventual, de la schimbătorul de căldură de radiaţie al gazeificatorului, se destinde în turbina cu abur.

Pentru unul dintre tipurile de instalaţii aflate în exploatare, bilanţul sistemului in-

tegrat de gazeificare şi utilizare a ciclurilor combinate este următorul [2.49]:



Asemenea instalaţii complexe, aflate în exploatare [2.49, 2.50], prelucrează, într-o singură unitate de gazeificare, cantităţi mari de cărbune (2200 ÷ 2600 t/zi), în condiţiile reducerii emisiilor poluante mult sub valorile corespunzătoare combustiei directe a cărbunelui pulverizat (vezi tabelul 2.4) şi recuperării unor cantităţi apreciabile de sulf, fie sub formă de H_2SO_4 concentrat (240 t/zi), fie sub formă de sulf de înaltă puritate (48 t/zi sau 8 kg/MWh). Valorile date în paranteze corespund unui consum de 375 kg cărbune, având un conţinut de sulf de 5,9 %, pentru fiecare MWh de energie electrică produsă [2.50].

Tabelul 2.4. Emisiile poluante eliberate în atmosferă

Tipul centralei	**Emisia** (kg/MWh)				
	SO_2	NO_x	CO	Particule	Compuşi organici volatili
Ciclu unic cu abur şi ardere cărbune pulverizat	17,3	4,2	0,29	0,38	0,013
Sistem integrat de gazeificare şi cicluri combinate abur-gaze de ardere	0,6	0,5	0,17	nedetectabil	0,009
Grad de depoluare (%)	**96,5**	**88,1**	**41,4**	**99,9**	**30,8**

Dacă, prin gazeificare clasică, reducerea conţinutului de sulf al cărbunelui, până la limita care ar asigura respectarea normelor de emisie de SO_2, determină, în general, creşterea preţului peste limite acceptabile economic, fiind necesară asocierea gazeificării cu alte categorii de tehnici de desulfurare, tehnicile integrate de gazeificare – utilizare a ciclurilor combinate şi recuperare a sulfului implică costuri de acelaşi ordin de mărime cu acela al tehnologiilor secundare de desulfurare, în condiţiile în care prima categorie de tehnici asigură şi o reducere semnificativă a emisiei de oxizi de azot, fiind, evident, preferabilă utilizarea tehnicilor integrate de control.

2.3.2. Tehnici de desulfurare intracombustie

Principial, tehnicile primare de desulfurare constau în injectarea unui absorbant, direct în focarul cazanului, într-o zonă în care nivelul temperaturii este corespunzător evoluţiei reacţiilor de absorbţie şi neutralizare a SO_2 şi SO_3. Acest tip de desulfurare este aplicabil cazanelor în care se arde cărbune, unele aplicaţii, mai vechi, fiind realizate şi pentru cazane în care se ardea păcură sulfuroasă.

Absorbantul poate fi un compus calcic sau un compus sodic. Chiar dacă afinitatea compuşilor sodici, în raport cu oxizii de sulf, este mai mare decât a compuşilor calcici, în aplicaţiile din termoenergetică se utilizează, practic în exclusivitate, compuşi calcici, datorită costului mai redus al acestora şi disponibilităţii mai mult decât acoperitoare. Această opţiune este justificată şi prin faptul că eficienţa tehnicilor intracombustie nu este foarte mare, o anumită cantitate de substanţă neutralizantă rămânând nereacţionată.

Metodele primare de desulfurare prezintă unele particularităţi, funcţie de tehnica de combustie adoptată, şi anume:

- ✓ combustia cărbunelui pulverizat,
- ✓ arderea în strat fluidizat.

2.3.2.1. Desulfurarea intracombustie la arderea cărbunelui pulverizat

Absorbantul se injectează, sub formă de pulbere fină, într-o zonă a focarului în care temperatura este de 1200 ÷ 1250 ^oC, astfel încât să se obţină neutralizarea unei cantităţi cât mai mari de SO_2, până când gazele de ardere ajung în acele zone ale focarului în care temperatura scade până la aproximativ 870 ^oC [2.6, 2.12, 2.28, 2.40, 2.44].

Absorbantul utilizat este un compus calcic, precum carbonatul de calciu ($CaCO_3$), calcarul dolomitic ($CaCO_3 \cdot MgCO_3$), varul stins ($Ca(OH)_2$) sau dolomita hidratată ($Ca(OH)_2 \cdot Mg(OH)_2$). Deoarece se utilizează, în exclusivitate, compuşi calcici, această tehnică poartă denumirea de *Limestone Additive Process* (procedeul aditivării cu calcar) [2.4, 2.12, 2.28], schema de principiu a procedeului fiind redată în figura 2.7 [2.6, 2.12, 2.13].

Substanţa neutralizantă este injectată în focar, pneumatic, fie direct prin arzătoare, împreună cu aerul secundar sau terţiar, fie prin gurile de insuflare a aerului secundar superior, de deasupra flăcării (§ 3.2.1.2) [2.6, 2.12]. De asemenea, în acest scop, pot fi utilizate guri de injectare speciale sau lancii de injectare, ce străbat pereţii cazanului şi pătrund în focar, până la o anumite adâncime, bine determinată [2.6]. Debitul de aer, prin intermediul căruia este vehiculată pulberea de absorbant, reprezintă 1 ÷ 5 % din cantitatea de aer necesară arderii complete a cărbunelui [2.6].

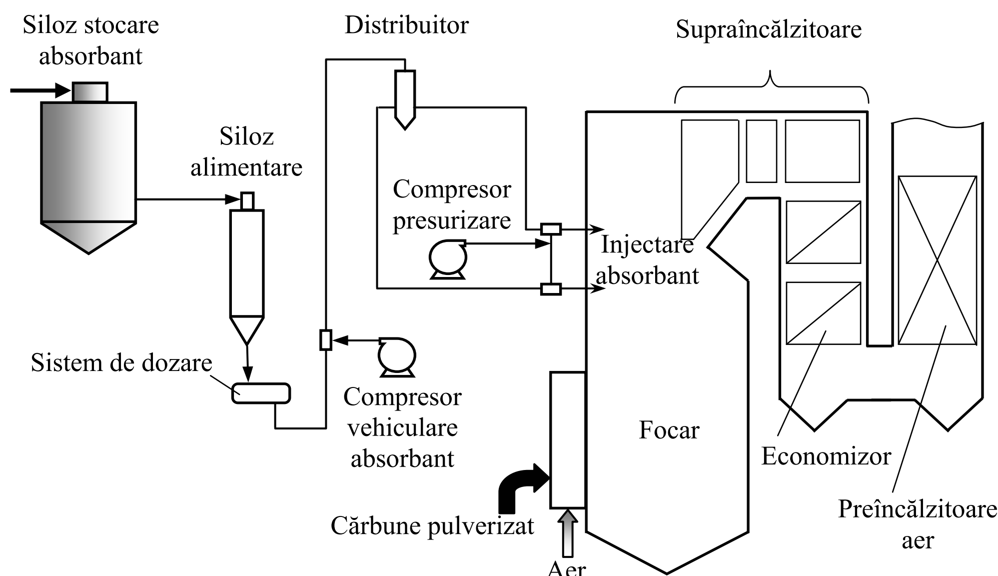


Fig. 2.7. Schema de principiu a tehnicii *Limestone Additive Process*

Indiferent de tipul compusului calcic, în atmosfera oxidantă din focar, are loc calcinarea acestuia, proces ce se desfăşoară până în acele zone ale focarului în care temperatura este mai mare de, aproximativ, 980 °C [2.44]. Noul compus calcic este cel care reacţionează, preponderent, cu oxizii de sulf. Astfel, dacă aditivul este $CaCO_3$, secvenţa reacţiilor de neutralizare a SO_x este următoarea [2.6, 2.44]:



$$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2, \tag{2.20}$$



$$CaO + SO_2 + \frac{1}{2} \cdot O_2 \rightarrow CaSO_4, \tag{2.21}$$



$$CaO + SO_3 \rightarrow CaSO_4, \tag{2.22}$$

relaţia (2.20) descriind reacţia endotermă de calcinare a calcarului, celelalte două corespunzând reacţiilor de neutralizare a oxizilor de sulf, din care se obţine sulfat de calciu. Reacţia (2.21) se poate desfăşura în două etape, prima de formare a sulfitului de calciu şi cea de-a doua de oxidare a acestuia, la sulfat de calciu [2.44]:



$$CaO + SO_2 \rightarrow CaSO_3, \tag{2.23}$$

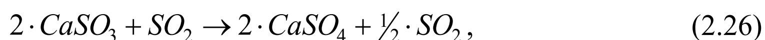


$$CaSO_3 + \frac{1}{2} \cdot O_2 \rightarrow CaSO_4. \tag{2.24}$$

Oxizii de sulf pot fi neutralizaţi şi prin reacţiile directe ale acestora cu pulberea de $CaCO_3$, prin reacţii de forma [2.1, 2.4]:



$$CaCO_3 + SO_2 \rightarrow CaSO_3 + CO_2, \tag{2.25}$$



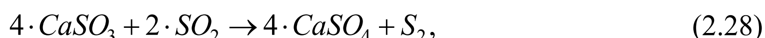
$$2 \cdot CaSO_3 + SO_2 \rightarrow 2 \cdot CaSO_4 + \tfrac{1}{2} \cdot SO_2 , \qquad (2.26)$$



$$CaCO_3 + SO_3 \rightarrow CaSO_4 + CO_2 . \qquad (2.27)$$

În domeniul de temperaturi specific acestei metode (1200 ÷ 870 ^oC), CaO este mai activ decât $CaCO_3$, astfel încât reacţiile (2.20) ÷ (2.22) vor avea o pondere mai mare decât reacţiile directe ale oxizilor de sulf cu pulberea de calcar [2.44]. Totuşi, reacţiile de tipul (2.25) ÷ (2.27) se pot desfăşura în zonele mai reci ale cazanului, la temperaturi cuprinse între 550 ^oC şi 850 ^oC [2.4].

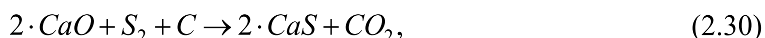
Dacă pentru controlul emisiilor de NO_x este utilizată tehnica arderii în trepte (§ 3.2.1.2) sau aceea a post-arderii (§ 3.2.1.3), în focar sunt create zone de combustie caracterizate printr-un mediu puternic reducător. Într-un astfel de mediu, secvenţa reacţiilor de desulfurare este următoarea [2.4]:



$$4 \cdot CaSO_3 + 2 \cdot SO_2 \rightarrow 4 \cdot CaSO_4 + S_2 , \qquad (2.28)$$



$$SO \ + C \rightarrow CO_2 + \tfrac{1}{2} \cdot S_2 , \qquad (2.29)$$



$$2 \cdot CaO + S_2 + C \rightarrow 2 \cdot CaS + CO_2 , \qquad (2.30)$$

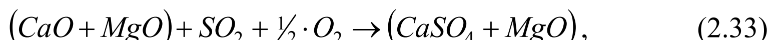


$$CaS + 2 \cdot SO_2 \rightarrow CaSO_4 + S_2 . \qquad (2.31)$$

Dacă aditivul este de natură dolomitică, în stare uscată, neutralizarea SO_2 implică următoarele reacţii [2.4, 2.6]:



$$(CaCO_3 \cdot MgCO_3) \rightarrow (CaO + MgO) + 2CO_2 , \qquad (2.32)$$



$$(CaO + MgO) + SO_2 + \tfrac{1}{2} \cdot O_2 \rightarrow (CaSO_4 + MgO) , \qquad (2.33)$$

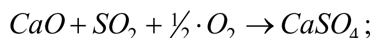
prima fiind aceea de calcinare a dolomitei, iar cea de-a doua de sulfatare.

Dacă aditivul este hidratat, în timpul calcinării se vor elibera şi vapori de apă:

✓ în cazul aditivării cu var stins

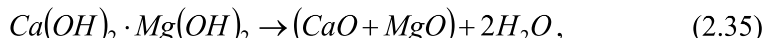


$$Ca(OH)_2 \rightarrow CaO + H_2O , \qquad (2.34)$$

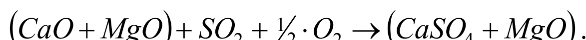


$$CaO + SO_2 + \tfrac{1}{2} \cdot O_2 \rightarrow CaSO_4 ;$$

✓ în cazul aditivării cu calcar dolomitic hidratat



$$Ca(OH)_2 \cdot Mg(OH)_2 \rightarrow (CaO + MgO) + 2H_2O , \qquad (2.35)$$



$$(CaO + MgO) + SO_2 + \tfrac{1}{2} \cdot O_2 \rightarrow (CaSO_4 + MgO) .$$

Dacă se utilizează aditiv de natura dolomitică, în stare uscată sau hidratat, se constată că magneziul nu reacţionează cu sulful, la nivelul temperaturilor şi presiunilor din focar, fapt ce implică injectarea în cazan a unei cantităţi mai mari substanţă neutralizantă, la un anumit raport molar Ca/S.

În condiţii stoichiometrice, pentru legarea a 1 kg de sulf sunt necesare 56/32 =

1,75 kg oxid de calciu. Pentru un raport Ca/S = 1, în condiții ideale, sunt necesare 3,125 kg de calcar, pentru fiecare kilogram de sulf, conținut de către cărbune [2.13].

Reținerea subproduselor de reacție, pulbere de $CaSO_4$, de MgO şi de aditiv nereacționat, se realizează simultan cu separarea cenuşii zburătoare, fie în electrofiltre calde (§ 4.3.4), ce funcționează la temperaturi de 300 ÷ 350 °C, fie în sisteme de filtrare cu saci (§ 4.3.3). Dacă reținerea particulelor din gazele de ardere se realizează în instalații de electrofiltre, trebuie ținut seama de faptul că injectarea absorbanților determină modificarea unor proprietăți fizice ale particulelor. Din punctul de vedere al separării electrostatice, influența desulfurării intracombustie constă în creşterea rezistivității particulelor, la valori mai mari de 10^{11} $\Omega \cdot$cm, ca efect al reducerii concentrației oxizilor de sulf. Particulele înalt rezistive sunt dificil de reținut în electrofiltre, în astfel de cazuri fiind necesară, de obicei, injectarea unor aditivi suplimentari(§ 4.3.4.7.).

Gradul de desulfurare al acestei tehnici poate atinge valoarea de 50 %, fiind dependent de o serie de parametri, precum [2.12]:

- ✓ tipul şi dimensiunile focarului,
- ✓ compoziția combustibilului,
- ✓ compoziția şi granulația absorbantului,
- ✓ condițiile de ardere.

Parametrii care au cea mai mare influență asupra gradului de desulfurare, şi care depind, în oarecare măsură, de parametrii enumerați anterior, sunt [2.6]:

- ✓ temperatura din zona de reacție,
- ✓ durata de rezidență a gazelor şi aditivului în zona de reacție,
- ✓ distribuția absorbantului în focar,
- ✓ cantitate şi compoziția substanței absorbante,
- ✓ suprafața specifică a acesteia.

Este esențială realizarea unui amestec intim între fluxurile de particule de absorbant şi gaze de ardere. Deoarece absorbantul se injectează, în multe cazuri, în zona de deasupra arzătoarelor, unde secțiunea de trecere a gazelor este mare, este dificil de realizat un amestec foarte bun, între cele două faze. Rezultate foarte bune se obțin atunci când pulberea de absorbant este injectată prin intermediul lanciilor de injectare retractile.

Granulația particulelor de absorbant are o importanță majoră asupra desulfurării, realizarea unei pulberi fine asigurând o suprafață mare de contact. Gradul de desulfurare creşte atunci când se reduce diametrul particulelor absorbantului. Această tendință este observabilă până la diametre de ordinul a 2 μm, creşterea suplimentară a fineții neavând efecte notabile asupra gradului de desulfurare [2.6]. Creşterea fineții particulelor implică consumuri energetice suplimentare, pentru prepararea absorbantului, fiind necesară stabilirea unui optim tehnico-economic între cele două tendințe. Sistemul este eficient atunci când diametrul mediu al particulelor este de ordinul a 15 μm, fără însă a fi depăşit un diametru maxim de aproximativ 60 μm [2.4, 2.12].

Suprafaţa specifică de contact poate fi crescută şi prin aditivarea absorbantului, nu numai prin fina măcinare a acestuia. Creşterea suprafeţei active este cunoscută sub denumirea de *aditivarea aditivului*. Se recomandă aditivarea calcarului cu bicarbonat de sodiu. Acesta se depune, uniform, pe particulele de calcar formând, în condiţiile din focar, un eutectic, care are temperatură mică de topire [2.12]. Difuziunea SO_2 prin această masă lichidă, spre miezul particulei de oxid de calciu, este mai uşoară şi, în consecinţă, poate reacţiona întreaga masă de absorbant. Astfel, rămâne doar o cantitate mică de miez nereacţionat, blocat de particulele de $CaSO_4$, ce se depun pe suprafaţa absorbantului. De asemenea, prezenţa magneziului, în absorbant, poate îmbunătăţi randamentul de utilizare a calcarului. MgO limitează tendinţa de aglomerare a particulelor de CaO, rezultat din calcinarea calcarului, poluanţii având, astfel, acces la o suprafaţă de reacţie mai mare [2.12, 2.28].

Pentru ca reacţiile de calcinare şi de neutralizare a SO_2 să fie suficient de rapide, la o anumită durată de rezidenţă a particulelor în focar, este necesar ca temperatura, în zona de evoluţie a reacţiilor să fie cuprinsă între 870 ^{0}C şi 1080 ^{0}C.

La temperaturi mai mici de 850 ^{0}C, sulfatul de calciu se depune pe suportul de calcar, insuficient calcinat, diminuând suprafaţa la care are acces poluantul.

Dacă temperatura este mai mare de 1080 ^{0}C, particulele de CaO sinterizează, îşi pierd porozitatea şi, implicit, îşi micşorează suprafaţa de contact. Acest fenomen poartă denumirea de *dead burning* [2.12]. Atunci când se alege zona de injectare, trebuie avut în vedere faptul că este de dorit ca o cantitate cât mai mare de $CaCO_3$ să calcineze, înainte de a intra în reacţie cu oxizii de sulf. Din acest motiv, injectarea se poate face la temperaturi mai mari de 1080 ^{o}C, până la 1200 ^{o}C. Datorită vitezei mari a gazelor de ardere, particulele de $CaCO_3$ şi CaO sunt deplasate, rapid, în zone în care fenomenul de sinterizare nu mai poate să apară.

Temperaturi mai mari de 1200 ^{o}C determină descompunerea termică a sulfatului de calciu, abia format, cu eliberarea SO_2. Descompunerea termică a $CaSO_4$ şi pericolul sinterizării particulelor de CaO sunt principalele cauze care limitează eficienţa acestei tehnici, făcând-o mai puţin propice pentru cazanele care funcţionează cu păcură sulfuroasă sau cu praf de cărbune superior [2.12].

Gradul de desulfurare creşte odată cu creşterea cantităţii de agent neutralizant, până la un raport molar Ca/S = 4. Peste această valoare, randamentul de reţinere a SO_2 nu mai creşte semnificativ [2.12]. În plus, creşterea cantităţii de absorbant determină o încărcare mai mare cu particule şi, implicit, un consum sporit de energie pentru desprăfuirea gazelor de ardere.

Gradul de desulfurare al acestei tehnici scade pe măsura creşterii puterii generate de instalaţia de ardere, către puterea sa nominală. Dacă la sarcina nominală gradul de desulfurare nu depăşeşte 50 %, la jumătatea din sarcina nominală a cazanului, gradul de desulfurare poate atinge 70 % [2.12].

În funcţionarea acestui tip de sisteme de desulfurare, trebuie acordată o atenţie deosebită faptului că oxidul de calciu reacţionează exoterm cu apa, trebuind, astfel,

evitat contactul cenuşii cu apa sau cu vaporii de apă, atât în canelele de gaze, cât şi pe întreg traseul de transport şi depozitare a cenuşii.

Injectarea de absorbanţi calcici în focar, ca tehnică de control a emisiei de SO_x, prezintă o serie de avantaje, precum:

- ✓ costurile investiției sunt relativ reduse;
- ✓ nu implică modificări majore ale instalațiilor existente;
- ✓ spațiul ocupat de noile instalații este restrâns;
- ✓ durata de instalare este mică;
- ✓ fiabilitatea, disponibilitatea şi puterea maximă a cazanului nu sunt, practic, afectate;
- ✓ absorbantul are preţ de cost redus, este disponibil şi economic exploatabil în cantități foarte mari;
- ✓ principalul subprodus de reacţie ($CaSO_4$), evacuat în stare uscată, poate fi utilizat pentru fabricarea ghipsului;
- ✓ tehnica poate fi asociată cu utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x sau cu arderea în trepte globală (§ 3.2.1.2), putându-se, astfel, reduce şi emisia de NO_x.

Toate aceste avantaje recomandă utilizarea procedeului pentru retrofitul centralelor vechi, de putere medie, cu durată reziduală de viaţă relativ scurtă şi este perfect aplicabil în ţările în care sunt dificil de realizat investiții majore [2.4, 2.12, 2.28]. De asemenea, datorită simplității sale, procedeul poate fi utilizat, în orice condiții, ca primă treaptă de reducere a conținutului de SO_x din gazele de ardere.

Dezavantajele acestei tehnici rezidă din gradul de desulfurare relativ redus, din necesitatea curățării mai frecvente a suprafețelor de schimb de căldură şi din influența defavorabilă asupra funcționării instalației de electrofiltre. Astfel, datorită gradului redus de desulfurare, nu este suficient să se utilizeze doar această tehnică, fiind necesară, în multe cazuri, combinarea ei cu tehnici mai costisitoare.

Pentru a evita colmatarea schimbătoarelor de căldură de convecție, din cel de-al doilea şi al treilea canal de gaze de ardere (figura 2.7), este posibil să fie necesară instalarea unor sisteme suplimentare de curățare, prin insuflare de aer cald [2.40].

Efectele negative ale injectării de $CaCO_3$ asupra funcționării electrofiltrelor se manifestă prin [2.13, 2.16, 2.40]:

- ✓ creşterea semnificativă a cantității de particule din gazele de ardere; se poate înregistra chiar dublarea concentrației prafului, fapt ce implică creşterea corespunzătoare a consumului de energie, pentru separare, evacuare, transport şi stocare a particulelor reţinute şi, chiar, creşterea dimensiunilor electrofiltrelor;
- ✓ dimensiunile particulelor rezultate în procesul de desulfurare sunt mai mici decât acelea ale cenuşii zburătoare şi, în consecință, acestea sunt mai dificil de reținut;
- ✓ datorită afinității chimice foarte ridicate a absorbantului pentru SO_3, acesta este reținut, practic, în totalitate, fapt ce determină scăderea temperaturii corespunzătoare punctului de rouă acidă, astfel încât creşte rezistivitatea particulelor, făcându-le mai dificil de separat din gazele de ardere.

Pe lângă efectele negative asupra funcţionării electrofiltrelor, injectarea de $CaCO_3$ în focar nu este foarte economică şi datorită faptului că trebuie utilizat absorbant în exces, o parte din acesta rămânând nereacţionat, în condiţiile în care s-a consumat energie pentru exploatarea, transportul şi prepararea sa, precum şi, direct în focar, pentru încălzirea şi calcinarea sa.

Aceste dezavantaje ale tehnicii *Limestone Additive Process* pot fi, parţial, eliminate printr-o tratare suplimentară a gazelor de ardere, la ieşirea acestora din preîncălzitoarele de aer. Această tratare implică, în principiu, reactivarea absorbantului, aflat în exces, prin injectarea unui debit de apă. Apa, foarte fin pulverizată, este injectată în gazele de ardere, la nivelul unei incinte special destinate acestui scop [2.12, 2.40].

Asocierea acestei tratări, în două etape, cu utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (*LNB* - § 3.2.1.2), transformă această tehnică într-o tehnică hibridă, realizată de către compania Babcock & Wilcox, sub denumirea de *Limestone Injection Multistage Burner* [2.40].

Aşa cum se poate observa din figura 2.8 [2.40], faţă de tehnica clasică a injectării de $CaCO_3$ în focar, cazanul este prevăzut, de-a lungul tubulaturii de gaze din aval de preîncălzitoare, cu o cameră de umidificare (12). Evident, sistemul de umidificare trebuie să aibă, în componenţa sa, pompe de apă, grile cu duze, pentru atomizarea apei (11), şi compresoare, ce debitează aer comprimat, necesar uniformizării repartiţiei picăturilor de apă, în gazele de ardere.

Camera de umidificare este astfel dimensionată încât durata de rezidenţă a gazelor de ardere să fie de ordinul a 2 secunde, atunci când cazanul funcţionează la sarcina nominală [2.40].

Deoarece temperatura gazelor de ardere, la intrarea lor în camera de umidificare, este prea ridicată (aproximativ 150 ^oC) pentru o desulfurare eficientă, prin umezire şi prin insuflarea de aer, acestea sunt răcite, până la temperatura optimă.

Prezenţa picăturilor de apă, într-o zonă a canalelor de gaze în care concentraţia de praf este ridicată, face să se accentueze, semnificativ, tendinţa de depunere a particulelor solide, existând riscul obturării tubulaturii de gaze de ardere. Pentru a micşora acest risc, camera de umidificare este prevăzută cu buncăre (13), în care se depune suspensia şi din care particulele pot fi evacuate. Pe de altă parte, funcţionarea cu buncărele deschise crează pericolul pătrunderii unei cantităţi însemnate de aer rece, din exterior, fapt ce conduce la creşterea vitezei de aglomerare a particulelor şi a aderenţei acestora la pereţii camerei de umidificare. Pentru a evita o asemenea situaţie defavorabilă, evacuarea particulelor nu se efectuează în mod continuu, iar buncărele sunt prevăzute cu deflectoare şi cu capace de obturare, care nu permit pătrunderea unei cantităţi suplimentare, însemnate, de aer rece [2.40].

Eficienţa reţinerii SO_2 este maximă la o temperatură apropiată de temperatura de saturaţie adiabatică. Pe de altă parte, la această temperatură, şi tendinţa de depunere a particulelor, pe pereţii tubulaturii de gaze de ardere, atinge un maxim.

Temperatura de funcţionare, la nivelul camerei de umidificare, rezultată ca un optim al celor două tendinţe contrare şi este mai mare, cu 5 ÷ 10 ^oC, decât temperatura

de saturație adiabatică [2.40]. În acest fel, este evitată atingerea punctului de rouă acidă în electrofiltru, dar nu şi pe întreg traseul de evacuare a gazelor de ardere. De obicei, la ieşirea lor din electrofiltru, gazele sunt uşor reîncălzite.

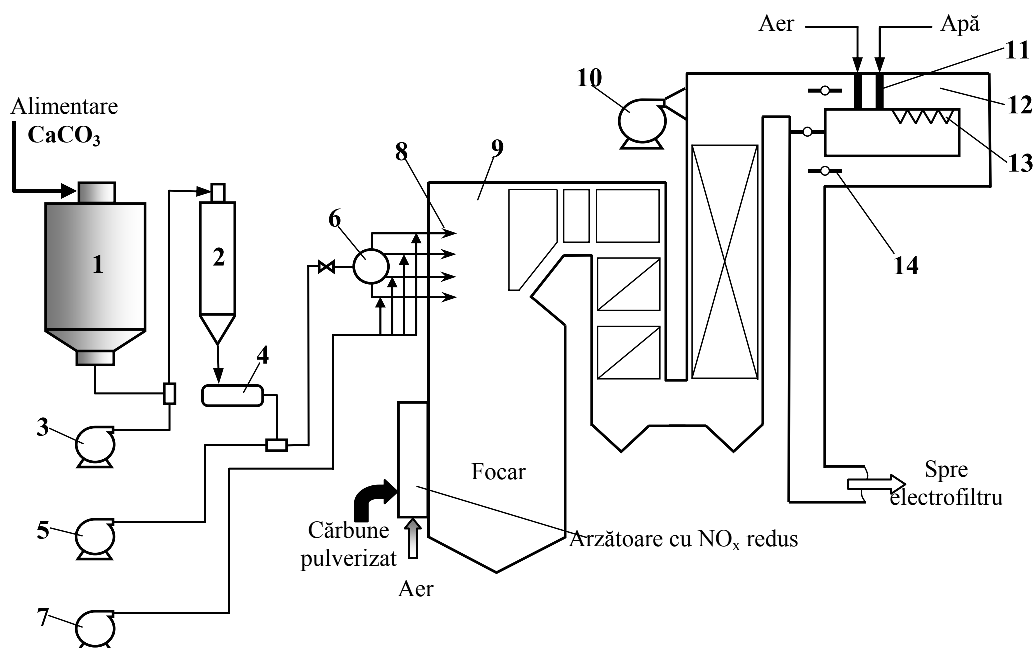


Fig. 2.8. Schema de principiu a procedeului *Limestone Injection Multistage Burners* [2.40]: 1 – siloz stocare absorbant; 2 – siloz alimentare; 3 – compresor transfer absorbant; 4 – sistem de dozare a cantității de absorbant; 5 – compresor vehiculare absorbant; 6 – distribuitor; 7 – compresor injectare absorbant; 8 – sistem injectare absorbant; 9 – partea superioară a camerei de ardere; 10 – exhaustor; 11 – grilă duze injectare apă; 12 – cameră de umidificare; 13 – buncărele camerei de umidificare; 14 – sistem de clapete bypass.

Camera de umidificare poate fi scoasă din funcțiune, prin intermediul sistemului de clapete şi de conducte bypass (14). Acest sistem poate fi utilizat şi ca element de reglare, modificându-se debitele de gaze care circulă direct, către electrofiltru, şi care trec prin etapa a doua de tratare.

Această soluție tehnică are toate avantajele variantei de bază, beneficiile suplimentare, de ordin tehnic şi economic, rezultând din optimizarea funcționării electrofiltrului şi din utilizarea mai eficientă a absorbantului, astfel încât gradul de desulfurare global poate atinge nivelul de 55 ÷ 70 % [2.40].

2.3.2.2. Arderea în strat fluidizat desulfurant

Tehnica arderii cărbunelui în strat fluidizat a început să fie utilizată din anii 1970, avantajele acestei tehnici determinând permanenta sa dezvoltare, la scară industrială, astfel încât s-a ajuns la realizarea de unităţi mari, având puteri de până la 250 ÷ 300 MW_e, fiind preconizată realizarea unor unităţi de 600 MW_e, în condiţiile creşterii performanţelor instalaţiilor, flexibilităţii în funcţionarea acestora şi fiabilităţii, costurile relative fiind din ce în ce mai reduse [2.7, 2.9].

Ultimele dezvoltări şi îmbunătăţiri ale acestor instalaţii vizează, în special, sistemele de colectare a particulelor, de răcire a cenuşii şi cele de control a temperaturii. În aceste tendinţe se încadrează ultimele instalaţii industriale, realizate de companii precum Babcock & Wilcox, Foster Wheeler Power Group Inc., Lurgi, Von Roll etc. [2.3, 2.6, 2.9, 2.12, 2.24].

Este de aşteptat ca factorii de ordin economic şi cei de ordin ecologic să impună utilizarea pe scară tot mai largă a arderii în strat fluidizat, pentru o gamă foarte largă de combustibili solizi, de la cărbunii energetici, la deşeurile industriale şi menajere.

Principial, tehnica arderii în strat fluidizat constă în insuflarea unui debit de aer, în focar, la acei parametri care să menţină combustibilul solid într-o mişcare turbionară permanentă. Astfel, amestecul de cărbune, incomplet măcinat, şi aer se comportă, practic, ca un amestec carburant format dintr-un combustibil lichid şi aer, jeturile de aer asigurând o expunere foarte bună a granulelor de cărbune, la aerul de ardere, şi o durată de rezidenţă suficient de mare.

Viteza de insuflare a aerului determină două tipuri de ardere în strat fluidizat:

- ✓ ardere în strat fluidizat staţionar,
- ✓ ardere în strat fluidizat circulant.

Reprezentarea schematică a principalelor componente ale instalaţiilor de ardere în strat fluidizat, de cele două tipuri, este dată în figura 2.9 [2.46].

Indiferent de tipul constructiv al focarului, cărbunele se introduce la partea inferioară a acestuia, stratul fluidizat fiind menţinut de aerul primar şi susţinut de grătare metalice. Iniţial, aceste grătare erau de tipul grătarelor cu bare, însă instalaţiile de ultimă generaţie sunt echipate cu grătare membranare, răcite cu apă [2.7, 2.9].

Aerul primar este introdus printre barele grătarului sau prin duze speciale, prevăzute în grătarele membranare. Aerul secundar este introdus, în principiu, în zona de definitivare a combustiei. În cazul instalaţiilor cu strat fluidizat circulat, un anumit debit de aer secundar poate fi introdus şi la partea superioară a zonei principale de ardere.

În cazul arderii cărbunelui în strat fluidizat staţionar (figura 2.9.a), dimensiunile maxime ale particulelor de cărbune sunt cuprinse în domeniul 5 ÷ 7 mm.

Atât partea inferioară a focarului, acolo unde se formează stratul fluidizat, ca efect al introducerii jeturilor de aer primar, cât şi partea superioară a focarului, unde se definitivează arderea, prin introducerea aerului secundar, sunt răcite cu serpentine.

Acestea rețin 50 ÷ 60 % din cantitatea de căldură generată în focar, asigurând o temperatură a stratului fluidizat cuprinsă între 850 °C şi 900 °C [2.12]. Temperatura gazelor de ardere, la ieşirea din focar, este relativ redusă, nedepăşind 850 °C, astfel încât energia termică a gazelor de ardere este cedată, agentului termic, numai în schimbătoare de căldură de convecție.

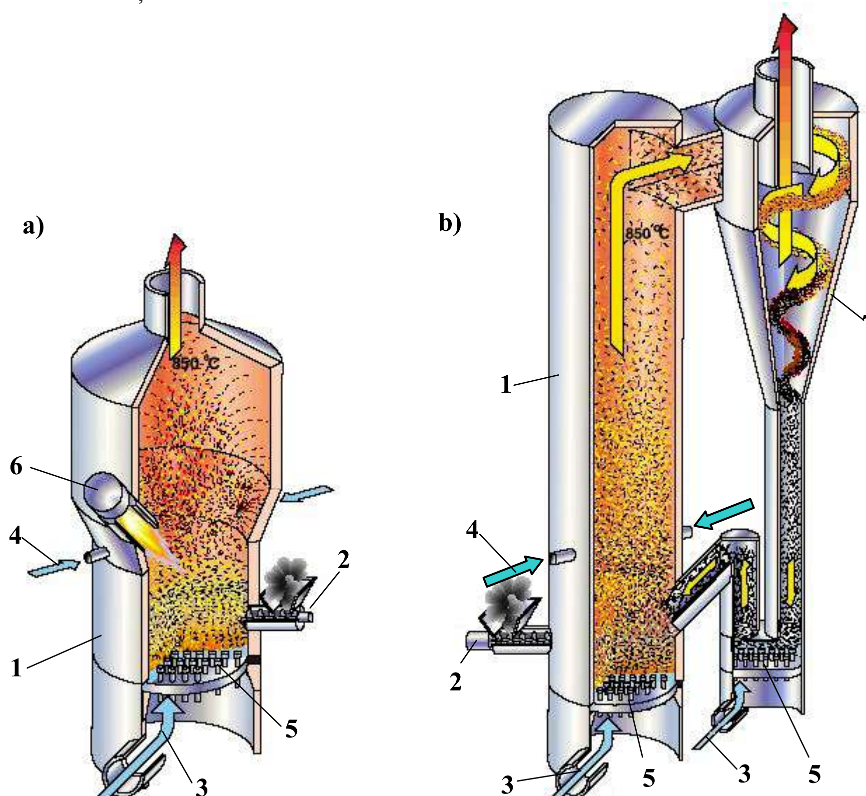


Fig. 2.9. Focare cu ardere în strat fluidizat: a) – staționar; b) – circulant;
1 – focarul cazanului; 2 – sistemul de alimentare cu combustibil; 3 – aer primar; 4 – aer secundar;
5 – duze de injectare a aerului primar; 6 – arzător cu combustibil lichid, ce funcționează la pornirea cazanului; 7 – ciclon.

Schimbarea direcției de curgere a gazelor asigură, implicit, separarea a 15 ÷ 20 % din cenuşa rezultată prin ardere. Restul de cenuşă, antrenat de gazele de ardere, este reținut, în mare măsură, în instalații de separare mecanică de tip ciclon sau multiciclon.

În regim normal de funcționare, atunci când există o bună concordanță între calitatea cărbunelui, mărimea particulelor şi timpul de staționare al acestora în focar, conținutul de nearse, în cenuşa antrenată, nu depăşeşte 5 % [2.12].

În cazul arderii în strat fluidizat circulant (figura 2.9.b), particulele de combustibil au dimensiuni de până la 15 ÷ 20 mm. Aerul primar este insuflat cu viteză mare prin

duze sau, mai rar, printre barele grătarului.

Într-o primă etapă, la baza focarului, în zona de strat dens, se amestecă aerul primar cu combustibilul proaspăt şi cu particulele provenite, prin recirculare, de la ciclonul instalaţiei. Secţiunea transversală a zonei primare, încadrate între pereţii membranari, de la baza focarului, şi primul nivel de insuflare a aerului secundar, este mai redusă decât aceea a părţii superioare a coloanei camerei de ardere, pentru a asigura formarea unui amestec carburant cât mai omogen.

Viteza particulelor, în zona de strat dens, este de aproximativ 4 ÷ 4,2 m/s, rata înaltă a transferului de masă asigurând o cinetică foarte bună a reacţiilor specifice combustiei. Condiţiile substoichiometrice, rezultate din introducerea, sub formă de aer primar, a doar 70 ÷ 90 % din aerul necesar arderii, fac ca azotul din combustibil să fie transformat în azot elementar. În acest fel este mult diminuată cantitatea de NO_x, generată de instalaţia de ardere (§ 3.1).

Restul cantităţii de aer, necesar combustiei complete, se insuflă, sub formă de aer secundar, în zona centrală a camerei focarului, prin orificii dispuse pe mai multe niveluri [2.7, 2.9, 2.12, 2.38]. Între primul nivel de insuflare a aerului secundar şi partea superioară a camerei de ardere se află zona stratului diluat, în care viteza particulelor este de ordinul a 6 m/s. Această zonă este astfel dimensionată încât să asigure:

- ✓ durată de rezidenţă suficient de mare,
- ✓ concentraţie ridicată a fazei solide, fapt ce determină un transfer de căldură relativ rapid şi o suprafaţă de reacţie mare;
- ✓ bună amestecare a aerului secundar cu sub-produsele combustiei.

Tranziţia între zonele de strat dens şi diluat este graduală, fapt ce reduce potenţialul de erodare, iar înălţimea focarului este astfel dimensionată încât să se obţină arderea completă a combustibilului.

O parte importantă din masa de particule solide, cu un conţinut de aproximativ 95 % cenuşă, este, în mod continuu, antrenată spre exterior, separată în ciclon şi reintrodusă în focar, fie direct în stare fierbinte (figura 2.9.b), fie răcită, într-un schimbător de căldură extern (figura 2.10). Datorită acestei recirculări, a posibilităţii de răcire parţială sau totală a cenuşii, precum şi datorită posibilităţii de modificare a raportului dintre debitul de aer primar şi secundar se poate controla, permanent, atât temperatura din focar, cât şi concentraţia oxigenului în diferite zone ale acestuia [2.12].

Controlul emisiei de SO_2 al acestui tip de focare se realizează prin injectarea, simultan cu cărbunele, în stratul dens de la baza camerei de ardere, a unei cantităţi de $CaCO_3$, eventual impurificat cu $MgCO_3$ şi oxizi de fier şi aluminiu. Granulaţia calcarului este de până la 1 mm [2.12], semnificativ mai mare decât în cazul arderii cărbunelui pulverizat. Temperatura din focar (850 ÷ 900 ^oC) este propice desulfurării, reacţiile evoluând în aceeaşi secvenţă ca şi în cazul desulfurării gazelor rezultate prin arderea cărbunelui pulverizat: reacţia exotermă de calcinare a calcarului (2.20), urmată de reacţia endotermă de sulfatare şi de oxidare a oxidului de calciu (2.21). Sulfatul de calciu, astfel obţinut, se află în stare solidă şi poate fi drenat din stratul fluidizat.

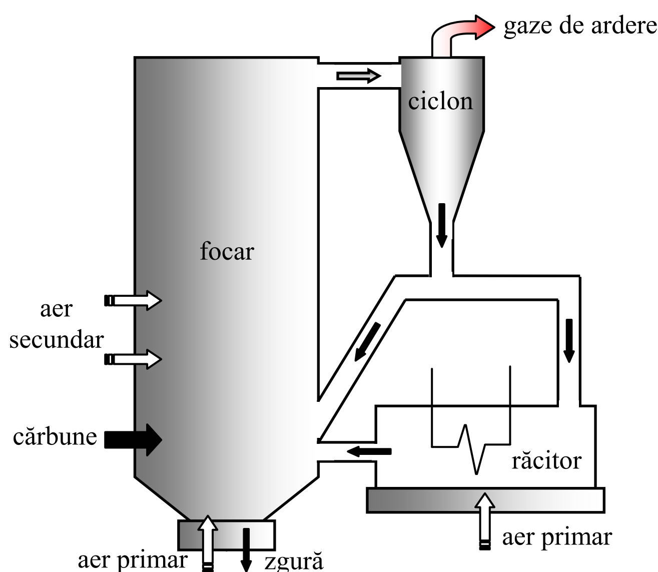


Fig. 2.10. Reprezentarea schematică a unui focar cu strat fluidizat circulant, cu răcire suplimentară a stratului fluidizat.

Sistemul de alimentare şi de dozare a cantităţii de absorbant este similar cu cel utilizat la cazanele ce ard cărbune pulverizat, prepararea absorbantului necesitând, însă, o cantitate mai mică de energie, în condiţiile unei uzuri mai reduse a echipamentului de preparare.

Spre deosebire de cazanele pe cărbune pulverizat, atunci când se utilizează cărbuni cu conţinut redus de sulf, este necesară introducerea unei cantităţi suplimentare de steril, în stratul fluidizat, pentru a menţine concentraţia de substanţă solidă, în întreg cazanul [2.38]. Introducerea unei cantităţi suplimentare de calcar nu este economică, cantitatea necesară de calcar fiind mai mare decât în cazul în care acesta este utilizat ca absorbant şi nu ca suport steril. În plus, varul, rezultat prin calcinarea calcarului, este foarte poros, fapt ce determină formarea unor particule foarte fine, care nu au efectul scontat asupra balanţei gaz – solid, deoarece sunt rapid vehiculate, către zona finală a focarului. De asemenea, particulele fine sunt dificil de colectat din gazele de ardere (§ 4.3). Acestea sunt motivele pentru care este preferabilă utilizarea nisipului, eventual cuarţos, ca steril suplimentar, atât în cazul arderii cărbunilor energetici, cât şi a deşeurilor menajere [2.38, 2.46].

Gradul de desulfurare al acestei tehnici poate atinge valori de 85 ÷ 90 %, semnificativ mai mare decât în cazul arderii cărbunelui pulverizat, atât datorită nivelului temperaturii din focar, cât şi datorită contactului intim dintre gazele de ardere şi absorbant, duratei mari de rezidenţă în zona de reacţie şi recirculării continue a absorbantului nereacţionat [2.7, 2.9, 2.24, 2.38].

Eficienţa desulfurării depinde de o serie de parametri, precum:

- ✓ concentraţia sulfului din combustibil,
- ✓ cantitatea de absorbant (exprimată prin raportul molar Ca/S),
- ✓ reactivitatea calcarului,
- ✓ temperatura din focar,
- ✓ durata de rezidenţă a celor două faze,
- ✓ dimensiunile particulelor de absorbant.

În ceea ce priveşte cantitatea de absorbant, eficienţa maximă a metodei se obţine la un raport molar Ca/S de numai 1,5 ÷ 2, pentru straturile circulante, faţă de 2,5 ÷ 3,5, pentru straturile dense de cărbune [2.12].

Chiar dacă emisia de SO_2 a cazanelor cu ardere în strat fluidizat desulfurant este redusă, principalul avantaj, din punct de vedere ecologic, al acestei tehnici de ardere este acela al unei emisii reduse de NO_x (§ 3.2.1.6). Gradul redus de poluare cu NO_x poate fi explicat prin combinarea efectelor arderii în trepte globale (§ 3.2.1.2), cu acelea ale temperaturii reduse şi ale coeficientului redus de exces de aer, în zona principală de combustie (§ 3.1.4).

Reducerea suplimentară a emisiei de NO_x, cu până la 40 ÷ 60 %, se poate obţine prin injectarea unei cantităţi de NH_3, în zona finală a focarului. În acest fel, este combinată, practic, arderea în strat fluidizat cu reducerea selectivă necatalitică (SNCR), tehnică secundară uscată de control a emisiei de NO_x (§ 3.2.2.3).

Factorii care influenţează reducerea suplimentară a emisiei de NO_x sunt:

- ✓ cantitatea de agent reducător,
- ✓ concentraţia iniţială de NO_x,
- ✓ nivelul şi repartiţia temperaturilor din focar,
- ✓ uniformitatea distribuţiei picăturilor de NH_3 în gazele de ardere,
- ✓ durata de rezidenţă.

Emisia de CO a focarelor cu ardere în strat fluidizat este, în general, foarte redusă. Formarea CO, efect al arderii incomplete, depinde de o serie de factori, precum:

- ✓ temperatura stratului fluidizat,
- ✓ excesul de aer,
- ✓ tipul combustibilului,
- ✓ distribuţia combustibilului în fluxul de aer şi gaze de ardere,
- ✓ uniformitatea amestecării cu aerul secundar superior,
- ✓ durata de rezidenţă a amestecului carburant în focar.

Particulele solide sunt reţinute în separatoare mecanice, un efect favorabil asupra gradului de separare avându-l schimbarea direcţiei de curgere a gazelor şi recircularea permanentă a fazei solide. Cu toate acestea, majoritatea instalaţiilor clasice trebuie să fie echipate cu electrofiltre sau filtre cu saci, instalate la ieşirea gazelor din cazan.

O soluţie foarte eficientă pentru reţinerea particulelor, cu efecte favorabile asupra randamentului combustiei şi al desulfurării, este aceea realizată de compania Babcock

& Wilcox şi care, în principiu, constă în instalarea unor fascicule de profile „**U**” (figura 2.11), la partea superioară a focarului şi la ieşirea din focar [2. 38].

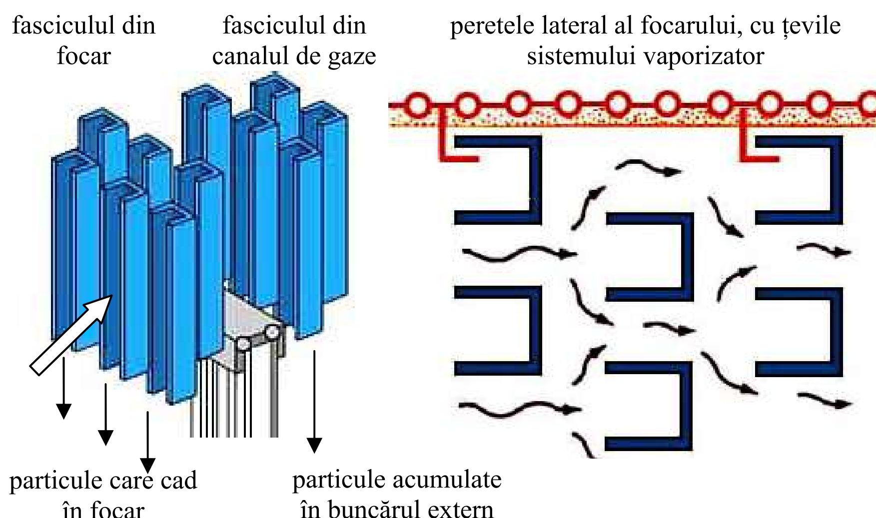


Fig. 2.11. Fascicule de profile „U” din cazanele de construcţie Babcock & Wilcox [2.38]

Profilele sunt realizate din oţel inoxidabil, foarte rezistent la acţiunea erozivă a particulelor, cu atât mai mult cu cât, la temperatura din focar, pe suprafaţa oţelului inoxidabil de formează un strat de oxid de crom.

În prezenţa acestor fascicule de suprafeţe de captare a particulelor, viteza gazelor, în vecinătatea profilelor şi a acoperişului cazanului, nu depăşeşte 8 m/s [2.38], în condiţiile în care viteza de intrare a gazelor în cicloanele focarelor cu strat fluidizat clasice este de 20 ÷ 26 m/s, iar, în zona turbionară a ciclonului, aceasta poate atinge 30 m/s. De asemenea, repartiţia vitezelor gazelor de ardere şi particulelor este mai uniformă, decât în cazul lipsei fasciculelor colectoare.

Reducerea vitezelor de curgere şi uniformizarea distribuţiei acestora are ca efect creşterea gradului de colectare a particulelor şi reducerea vitezei de erodare a elementelor constructive ale părţii superioare a focarului.

Fasciculele de captare reţin, practic, toate particulele având diametrul mai mare de 300 μm şi mare parte dintre particulele care au diametre mai mari de 200 μm. În cele două etape de separare se poate atinge un grad de colectare a particulelor de până la 99,7 %, astfel încât poate să nu mai fie necesară curăţarea periodică a schimbătoarelor de căldură, cu efecte favorabile asupra transferului de căldură, gradului de desulfurare şi eficienţei economice a instalaţiei.

Creşterea gradului de desulfurare poate fi explicată prin creşterea duratei de rezidenţă şi prin captarea, chiar în focar, a particulelor de CaO nereacţionat, care sunt dirijate către zona densă a stratului fluidizat. Acest gen de recirculare internă a absorbantu-

lui este mai eficient decât recircularea externă, măcar şi datorită faptului că nu implică răcirea acestora.

Reţinerea particulelor de dimensiuni mici se realizează în etapa externă de desprăfuire a gazelor de ardere, la nivelul unui multiciclon clasic sau al unui electrofiltru. Trebuie menţionat că se consumă mult mai puţină energie pentru colectarea finală a particulelor, datorită preseparării eficiente, realizate la nivelul fasciculelor de profile.

Ca o concluzie a celor prezentate anterior, rezultă că erderea în strat fluidizat, mai ales dacă acesta este circulant, prezintă o serie de avantaje tehnice, economice şi de impact la mediu, în raport cu arderea cărbunelui pulverizat. Astfel, pot fi subliniate principalele avantaje:

- ✓ instalaţiile se caracterizează prin înaltă fiabilitate şi disponibilitate (> 95 %);
- ✓ funcţionează la încărcări variabile în limite foarte largi (5:1), fără a fi necesar un suport de combustibil auxiliar;
- ✓ randamentul arderii este mai ridicat decât la alte tipuri de focare, putând atinge 98 ÷ 99 %, efect al realizării unui amestec intim între particulele de cărbune şi gaze, precum şi datorită unui timp de rezidenţă sporit al particulelor în focar;
- ✓ pot fi arşi cărbuni mult diferiţi calitativ, de la cei inferiori la cei superiori, mixte de cărbune, reziduurilor carbonifere şi deşeuri menajere;
- ✓ combustia are stabilitate ridicată, chiar dacă apar întreruperi, scurte, în alimentarea cu cărbune;
- ✓ arderea este autotermă, chiar pentru lignit având putere calorifică mică şi chiar şi la sarcini parţiale ale instalaţiei; se consumă hidrocarburi doar la aprindere;
- ✓ prelucrarea cărbunelui şi absorbantului este sumară, fapt care determină reducerea importantă a consumului de energie electrică, precum şi reducerea vitezei de depreciere a instalaţiilor de preparare şi alimentare;
- ✓ construcţia compactă a focarului şi gabaritele mult mai reduse decât acelea ale cazanelor clasice fac ca pierderile de căldură să fie mult mai mici; în cazul în care particulele sunt separate într-o etapă internă, dimensiunile focarului scad până la 30 % din dimensiunile instalaţiilor cu cicloane de separare;
- ✓ cenuşa zburătoare este reţinută eficient, prin recirculare în focar, unde este necesară o proporţie de numai 15 % masă combustibilă, restul de 85 % putând fi steril;
- ✓ gradul de desulfurare a gazelor de ardere poate atinge valori de 85 ÷ 90 %, în condiţiile utilizării unui absorbant ieftin şi sumar prelucrat;
- ✓ emisia de NO_x poate să scadă până la 100 ppm (în medie, 100 mg/Nm^3, faţă de 400 ÷ 800 mg/Nm^3, cât este la focare cu lignit pulverizat), atât datorită nivelului coborât al temperaturii şi coeficientului de exces de aer, cât şi datorită atmosferei puternic reducătoare din zona densă a stratului fluidizat.

Chiar în condiţiile existenţei acestor multiple avantaje, nu poate fi neglijat faptul că arderea în strat fluidizat determină creşterea importantă a emisiei de protoxid de azot (N_2O), gaz care distruge stratul de ozon stratosferic şi contribuie la intensificarea efectului de seră. În cazul arderii cărbunelui în stare pulverizată, emisia de N_2O este

inferioară valorii de 10 ppm, pe când, în cazul arderii în strat fluidizat, această emisie este de ordinul a 50 ÷ 100 ppm. Emisia de N_2O poate fi redusă prin creşterea temperaturii din focar şi prin creşterea raportului molar Ca/S [2.12].

2.3.3. Desulfurarea postcombustie

Desulfurarea postcombustie presupune tratarea gazelor de ardere, pe traseul de evacuare a acestora la coşul de fum. Încadrarea sistemului de tratare în instalaţia de ardere este diferită, funcţie de tipul tratării. Astfel, sistemul de desulfurare poate fi plasat după economizor, după preîncălzitoarele de aer sau după instalaţia de colectare a particulelor solide.

Tratarea SO_2, prin acţiune postcombustie, se realizează, în majoritatea situaţiilor, prin procedee care au la bază reacţii de neutralizare cu compuşi calcici ($CaCO_3$, $Ca(OH)_2$, CaO), compuşi ai magneziului ($MgCO_3$), compuşi sodici (Na_2SO_3, Na_2CO_3) sau cu NH_3. Tehnicile de ultimă generaţie fac apel şi la reacţii mai eficiente, de oxidare şi reducere, utilizând Cu şi Br_2) sau la procese fizice de adsorbţie, pe cocs activ sau oxid de cupru.

Funcţie de tipul reacţiilor implicate în proces, de modul de conducere al acestora şi de starea de agregare a sub-produselor rezultate, tehnicile secundare de desulfurare pot fi clasificate în următoarele categorii [2.3, 2.6, 2.12, 2.13, 2.28]:

- ✓ procedee uscate,
- ✓ procedee semiuscate (cvasiuscate) sau semiumede,
- ✓ procedee umede.

Procedeele uscate realizează o legare fizică a SO_2, pe când procedeele umede au la bază reacţii ce determină legarea chimică a acestui poluant, într-o soluţie apoasă sau într-o suspensie de absorbant.

Procedeele cvasiuscate implică atât absorbţie, cât şi adsorbţie. Astfel, într-un reactor de evaporare se pulverizează o soluţie sau o suspensie alcalină, ce leagă poluantul, preponderent prin absorbţie. În urma evaporării fazei lichide, excesul de reactiv adsoarbe o cantitate de poluant, iar sub-produsele reacţiilor rezultă, întotdeauna, sub formă de cristale fine, ca şi în cazul tehnicilor de tip uscat.

În cazul tehnicilor secundare de tip umed, sub-produsele de reacţie sunt, întotdeauna, în stare lichidă, sub formă de levigat (nămol de proces), fiind necesară tratarea suplimentară a acestora, pentru a evita poluarea altor factori de mediu.

Câteva date comparative, referitoare la cele trei categorii de tehnici de desulfurare secundară sunt date în tabelul 2.5 [2.51].

Gradul de desulfurare al procedeelor cvasiuscate se poate apropia mai mult de acela al procedeelor umede, dacă este crescută cantitatea de agent absorbant, introdusă în sistem. Astfel, prin creşterea raportului molar Ca/S, până la 2,5 unităţi relative, procedeele cvasiuscate pot atinge grade de desufurare de 94 %, însă în condiţiile creşterii

semnificative a costurilor de exploatare.

Tabelul 2.5. Date comparative referitoare la tehnicile secundare de desulfurare

Tipul tehnicii de control	Costul relativ al investiției	Costuri de exploatare		Gradul de desulfurare
		cost relativ	consum Ca/S	
Umedă	***	***	1 ÷ 1,5	95 %
Cvasiuscată	**	**	1,5	80 ÷ 90 %
Uscată	*	***	2 ÷ 3	40 ÷ 60 %

Simultan cu diminuarea emisiei de SO_x din gazele de ardere, instalaţiile de desulfurare postcombustie reţin o parte din pulberile aflate în suspensie, alte gaze acide, metale grele, dioxine, furani şi compuşi organici volatili. Eficienţa relativă a acestora, rezultă din tabelul 2.6 [2.25].

Tabelul 2.6. Eficiența relativă a tehnicilor secundare de tratare a poluanților din gazele de ardere

Tehnologia \ Poluantul			Pulberi	Metale grele		Gaze acide		Dioxine Furani	Comp. organ. volatili
				Particule	Vapori (Hg)	HCl, HF, HBr,HI	SO_x		
Procedee clasice de neutralizare secundară	Metode uscate	reactiv calcic	• • •	• • •	•	• •	•	•	
		reactiv sodic	• • •	• • •	•	• • •	• •	•	
	Metode cvasiuscate		• • •	• • •	•	• •	•	•	
	Metode umede		• • •	• • •	• •	• • •	• • •	•	•
	Metode combinate		• • •	• • •	• •	• • •	• • •	•	•
	Condensare		• • •	• • •	• • •	• • •			•
Procedee complementare	Adsorbție pe carbon activ sau pe lignit				• • •	•	•	• • •	• •

Notă: • Tehnologii utilizabile doar pentru epurare parțială,
• • Tehnologii eficiente,
• • • Tehnologii performante, prin intermediul cărora se obțin grade de epurare ridicate.

Indiferent de tipul tehnologiei sau al absorbantului, metodele de control a emisiei de SO_x nu reduc, simultan, emisiile de NO_x şi de CO.

2.3.3.1. Tehnici secundare de tip uscat

În cazul procedeului uscat, reactivul, sub formă de pulbere sau granule foarte fine, este insuflat în fluxul de gaze de ardere, la nivelul tubulaturii de gaze, fără a fi necesară, în majoritatea situaţiilor, o cameră de reacţie, special destinată acestui scop.

Eficienţa relativ redusă a desulfurării (40 ÷60 %) este rezultatul direct al cineticii reduse a reacţiei de adsorbţie între faza solidă şi cea gazoasă. Pentru creşterea gradului de desulfurare, este necesar să se mărească suprafaţa specifică a adsorbantului, durata de rezidenţă în zona de reacţie şi cantitatea de adsorbant. Chiar şi în aceste condiţii, efi-

cienţa desulfurării este mai mică decât aceea corespunzătoare tehnicilor secundare umede, iar subprodusele de reacţie sunt poluate cu cenuşă zburătoare.

Încadrarea unei instalaţii de desulfurare secundară uscată în fluxul tehnologic al unei centrale termoelectrice este prezentată, schematic, în figura 2.12 [2.4].

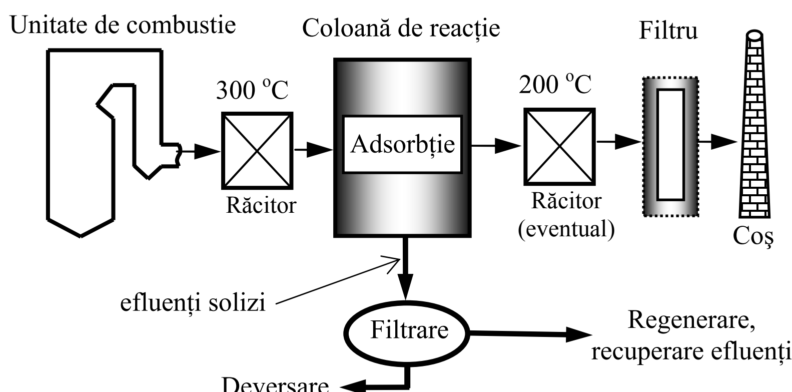


Fig. 2.12. Încadrarea unei instalaţii de desulfurare secundară uscată în procesul tehnologic de combustie a cărbunelui.

Primul răcitor din schemă este reprezentat, în instalaţiile reale, de preîncălzitoarele de aer, iar al doilea răcitor poate fi necesar numai în cazul în care adaosul de substanţă nu răceşte, suficient de mult, gazele de ardere, astfel încât temperatura acestora să fie una adecvată procesării într-un sistem de desprăfuire clasic. Coloana de reacţie are corespondent, în multe dintre situaţii, o porţiune din tubulatura de evacuare a gazelor de ardere.

Ca şi în cazul tehnicilor intracombustie, aditivii utilizaţi pot fi, în principiu, atât compuşi ai calciului, cât şi compuşi sodici, cu observaţia că preţul compuşilor calcici este mai redus. De asemenea, rămâne rămân valabile observaţiile referitoare la încărcarea sistemului de separare a particulelor, la creşterea consumului de energie şi la creşterea rezistivităţii particulelor, peste limita corespunzătoare separării electrostatice eficiente (§ 4.3.2.1).

Câteva exemple de astfel de tehnologii sunt descrise, succint, în continuare.

❶ *Procedeu uscat cu compuşi calcici*

Procedeul **GENEVET & CIE/LUHR** este o tehnică de neutralizare uscată pentru epurarea gazelor rezultate la incinerarea deşeurilor lichide industriale şi a gazelor rezultate prin arderea combustibililor produşi din deşeuri menajere [2.4]. Se aplică în general emisiilor cu conţinut redus de clor şi sulf.

Tehnica are la bază adsorbţia şi reacţiile gazelor acide cu varul, iar eficienţa acesteia depinde de factori precum: temperatura, raportul molar Ca/S, durata de rezidenţă, suprafaţa specifică de contact a reactivului, compoziţia gazelor etc.

În funcţie de poluant şi de concentraţia acestuia, eficienţa procedeului poate atin-

ge următoarele valori:

- ✓ 95 ÷ 98 % - pentru HF,
- ✓ 90 ÷ 95 % - pentru HCl,
- ✓ 80 ÷ 95 % - pentru SO_3,
- ✓ 35 ÷ 80 % - pentru SO_2.

În cazul altor instalaţii, agentul neutralizant este pulberea de ciment, cimentul de tip PORTLAND fiind cel mai eficient, din categoria cimenturilor, datorită granulaţiei sale foarte fine şi omogene (majoritatea particulelor au diametrul cuprins între 20 şi 50 μm). În acelaşi timp, capacitatea sa de neutralizare se păstrează, până la temperatura de 1250 ^oC, în timp ce capacitatea de neutralizare a $CaCO_3$, mai ieftin, scade mult atunci când temperatura depăşeşte 850 ÷ 900 ^oC. Evident, un asemenea nivel al temperaturii nu este specific tehnicilor de desulfurare secundară, observaţia anterioară recomandând utilizarea cimentului în cazul desulfurării intracombustie, la cazanele în care se arde cărbune pulverizat.

❷ *Procedeul secundar uscat cu compuşi ai sodiului*

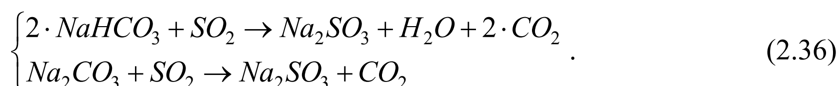
Unele aplicaţii industriale, din SUA, au atins grade de desulfurare mai mari de 80 %, prin injectarea uscată de *nahcolite* (mineral care însoţeşte şisturile petrolifere şi care conţine, până la 80 %, $NaHCO_3$) sau *trona* (mineral având o compoziţie mai complexă a carbonaţilor de sodiu – $Na_2CO_3 \cdot Na_4CO_3 \cdot H_2O$). Această tehnică este aplicabilă instalaţiilor mici, având debite de gaze de tratat de ordinul a 300 ÷ 8000 Nm^3/h, pentru care injectarea pulberii de CaO nu poate asigura o desulfurare corespunzătoare.

Avantajele procedeului, ca şi ale celorlalte procedee secundare de tip uscat, rezidă din cheltuielile de investiţie reduse şi din faptul că temperatura gazelor de ardere nu se modifică, acestea putând fi evacuate fără o reîncălzire prealabilă.

Dezavantajele injectării uscate de compuşi ai sodiului rezidă din costul mare al reactivilor de sinteză, tehnologia devenind, astfel, aplicabilă numai acolo unde există zăcăminte economic exploatabile de nahcolite şi trona. De asemenea, trebuie acordată o atenţie deosebită depozitării cenuşii zburătoare, datorită solubilităţii ridicate a sulfitului de sodiu (Na_2SO_3), reţinut simultan cu cenuşa zburătoare.

Din punct de vedere constructiv, instalaţia este relativ simplă, desulfurarea evoluând simultan cu colectarea cenuşii zburătoare, la nivelul unui sistem de filtrare cu saci (figura 2.13) [2.12].

Reacţiile chimice, implicate în proces, sunt de forma:



$$\begin{cases} 2 \cdot NaHCO_3 + SO_2 \rightarrow Na_2SO_3 + H_2O + 2 \cdot CO_2 \\ Na_2CO_3 + SO_2 \rightarrow Na_2SO_3 + CO_2 \end{cases} . \qquad (2.36)$$

Alimentarea cu agent neutralizant se poate realiza în următoarele moduri:

- ✓ *continuu*, prin injectarea aditivului în fluxul de gaze, înainte de intrarea acestora în anvelopa filtrului cu saci;
- ✓ *discontinuu*, printr-o dozare unică a adsorbantului în sacii curaţi ai filtrului, înainte

de începerea fiecărei etape de filtrare;
- ✓ *semidiscontinuu*, prin introducerea continuă a unei părți din reactiv în gazele de ardere, restul reactivului fiind introdus, sub forma unui strat, pe suprafața sacilor curați.

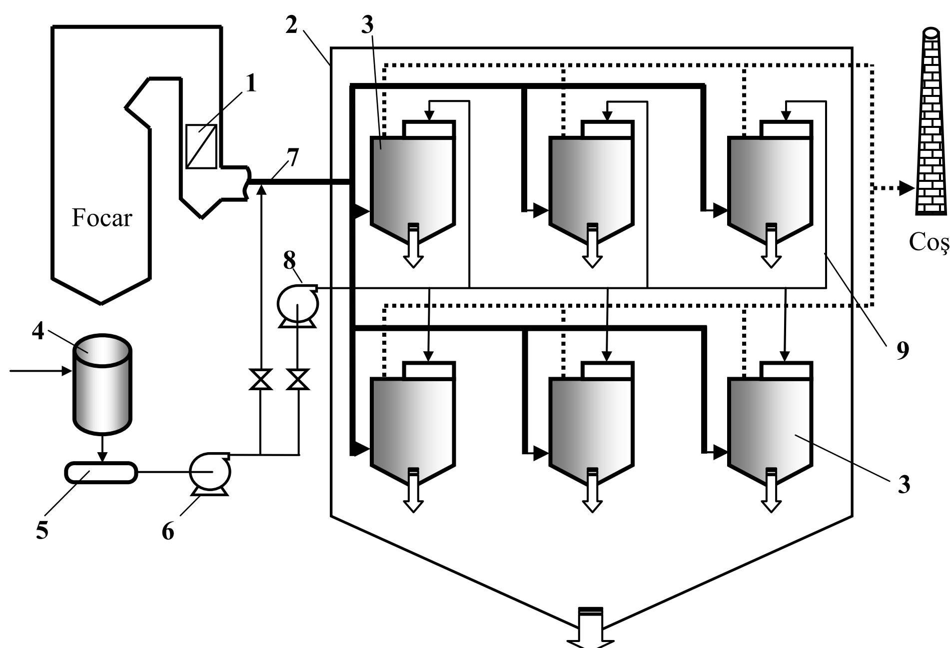


Fig. 2.13. Schema de principiu a procedeului secundar uscat cu compuşi sodici:
1 – preîncălzitor regenerativ de aer; 2 – anvelopa sistemului de filtrare cu saci; 3 elemente filtrante; 4 – siloz substanță neutralizantă; 5 – sistem de dozare; 6;8 – compresoare vehiculare; 7 – tubulatura de gaze de ardere; 9 – rampa internă de distribuire a substanței neutralizante.

Reactivitatea ridicată a compuşilor sodici, în raport cu SO_2, face ca gradul de desulfurare să fie mai mare decât în cazul utilizării compuşilor calcici, în condițiile unui consum mai redus de reactiv. Astfel, gradul de desulfurare creşte la creşterea raportului Na/S, până la valori de 1,5 ÷ 1,75 unități relative, creşterea suplimentară a cantității de reactiv determinând o creştere nesemnificativă a gradului de desulfurare [2.12].

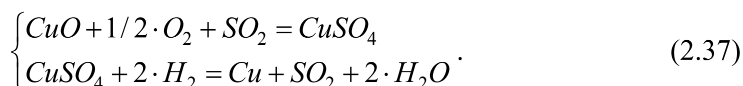
❸ *Procedeul uscat cu cocs activ sau oxid de cupru*

Trecerea gazelor de ardere, după desprăfuirea acestora, printr-un strat de cocs activ sau de oxid de cupru (CuO), asigură adsorbția parțială a SO_2, în condițiile în care nu este necesară răcirea prealabilă a gazelor. În acest fel, straturile adsorbante ar putea fi instalate în zone ale tubulaturii de gaze în care temperatura acestora este de ordinul a 400 ^oC, evitându-se colmatarea şi obturarea rapidă a straturilor catalitice ale reactoarelor sistemului de reducere a emisiei de NO_x (§ 3.2.2.1). Totuşi, aplicarea, la scară industrială, a acestui procedeu este dificilă, datorită costurilor mari, determinate, în prin-

cipal, de înlocuirea frecventă a stratului filtrant, precum şi de regenerarea dificilă şi costisitoare a acestuia.

Procedeele **SHELL FGD** şi **BERGBAU-FORSCHUNG** sunt exemple de procedee de tip uscat, care utilizează ca adsorbanţi CuO (pat fix), respectiv cocs (pat mobil) [2.4].

Pentru primul procedeu, reacţiile de desulfurare şi de regenerare a adsorbantului sunt de forma:



$$\begin{cases} CuO + 1/2 \cdot O_2 + SO_2 = CuSO_4 \\ CuSO_4 + 2 \cdot H_2 = Cu + SO_2 + 2 \cdot H_2O \end{cases} . \quad (2.37)$$

2.3.3.2. Tehnici avansate, de tip uscat

Gradul de desulfurare al procedeelor secundare uscate poate fi crescut, până la 70 %, dacă, după injectarea agentului neutralizant, gazele sunt umezite, prin intermediul unei soluţii diluate de NaOH [2.40]. Această tehnică este dezvoltată de compania Consolidation Coal Company (CONSOL).

Schema de principiu a procedeului este redată în figura 2.14 [2.40].

Agentul neutralizant este o pulbere $Ca(OH)_2$, injectată în tubulatura de gaze de ardere, după ce acestea părăsesc zona preîncălzitoarelor de aer. Agentul purtător al neutralizantului este un debit de aer comprimat, iar distribuirea uniformă a acestuia, în fluxul de gaze de ardere, se realizează prin intermediul unei grile de duze.

După parcurgerea unei părţi din tubulatura de gaze, în prezenţa agentului neutralizant, amestecul de faze, gazoasă şi solidă, intră în camera de umidificare. La intrarea în camera de umidificare, este instalată o matrice de duze, prin intermediul cărora se injectează o cantitate de soluţie diluată de NaOH şi un flux de aer. Aerul comprimat asigură energia necesară atomizării soluţiei, raportul masic aer/apă, care asigură atomizarea soluţiei, în particule suficient de fine, este de aproximativ 0,45. Soluţia de NaOH este preparată, la nivelul unei camere de amestec, într-o concentraţie corespunzătoare raportului molar Na/Ca = 0,2, în condiţiile în care cantitatea de compus calcic este într-un raport molar Ca/S = 1 ÷ 2 unităţi relative [2.40].

Debitul de apă şi temperatura aerului şi soluţiei sunt astfel alese încât să asigure reducerea temperaturii gazelor, de la 150 ^{o}C, până la o temperatură mai mare cu 10 ÷ 15 ^{o}C decât temperatura de saturaţie.

Umidificarea şi adaosul de NaOH au efecte favorabile atât asupra gradului de desulfurare, cât şi asupra colectării electrostatice a particulelor. Eficienţa funcţionării electrofiltrului se ameliorează datorită micşorării rezistivităţii particulelor, până în limitele optime ale separării electrostatice.

Creşterea eficienţei desulfurării, în raport cu tehnicile secundare de tip uscat, este datorată şi recirculării agentului neutralizant, aflat în exces. Absorbantul nereacţionat, dar având o activitatea chimică ridicată, este colectat, la nivelul electrofiltrului, simultan cu cenuşa zburătoare. Amestecul este trecut printr-un sistem de stocare şi separare

parțială, putând fi recirculat, pneumatic, la nivelul sistemului de injectare a absorbantului proaspăt. Raportul absorbant proaspăt/absorbant recirculat este stabilit la nivelul unui dozator şi este astfel ales încât să se mențină instalația la gradul optim de desulfurare [2.40].

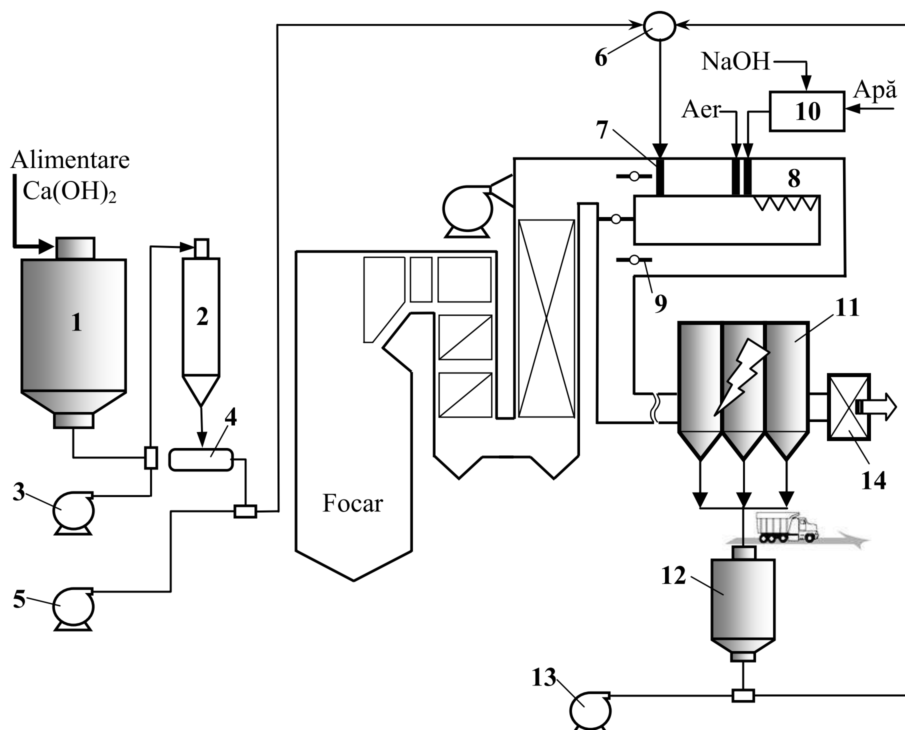


Fig. 2.14. Schema de principiu a procedeului de tip uscat avansat:
1 – siloz stocare agent neutralizant; 2 – siloz alimentare; 3 – compresor transfer; 4 – sistem de dozare a cantității de absorbant; 5 – compresor vehiculare; 6 – distribuitor; 7 – grila cu duze pentru injectarea agentului neutralizant; 8 – cameră de umidificare; 9 – sistem de clapete bypass; 10 – cameră de amestec soluție NaOH; 11 – electrofiltru; 12 – siloz pentru materialul de recirculat; 13 – compresor recirculare; 14 – sistem pentru încălzirea gazelor de evacuat.

Pe lângă creşterea gradului de desulfurare, recircularea absorbantului nereacționat şi a unei cantități de cenuşă zburătoare face să crească şi gradul de utilizare a agentului neutralizant. Astfel, dacă în absența recirculării gradul de utilizare a absorbantului este de 30 ÷ 35 %, în cazul recirculării se poate reduce, cu până la 35 %, atât cantitatea de $Ca(OH)_2$, cât şi aceea de NaOH [2.40], cu toate avantajele tehnice şi economice, care derivă din aceasta.

Dependența gradului de desulfurare şi a utilizării globale a substanțelor neutralizante, funcție de gradul de recirculare a absorbantului, este redată în figura 2.15. Curbele sunt trasate pentru cazul utilizării unui compus calcic mai puțin activ, la un raport Ca/S = 1 şi Na/Ca = 0,2 [2.40].

Gradul de recirculare este definit ca raport între cantitatea de material recirculat şi cantitatea de absorbant proaspăt. Acest raport poate fi supraunitar (până la 1,8 unităţi relative), în condiţiile în care rata utilizării absorbanţilor este de maximum 50 ÷ 60 % şi, simultan cu reactivii în exces, este recirculată şi o cantitate de cenuşă zburătoare.

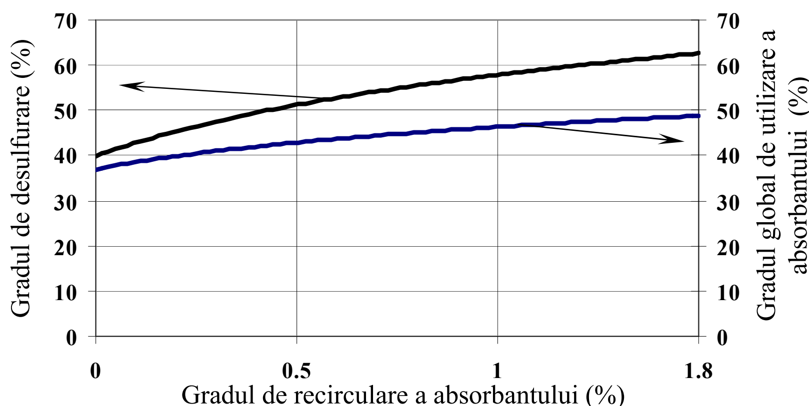


Fig. 2.15. Dependenţa eficienţei desulfurării şi a utilizării absorbantului funcţie de gradul de recirculare a acestuia

2.3.3.3. Procedeul secundar cvasiuscat

Acest tip de procedeu de desulfurare a fost utilizat, iniţial, pentru neutralizarea fumului acid (HCl) provenit de la combustia deşeurilor menajere, din anii 1970 fiind dezvoltat şi pentru reţinerea SO_2 [2.4, 2.6, 2.28].

Aditivul utilizat este o soluţie sau o suspensie de $Ca(OH)_2$ sau Na_2CO_3, în apă, foarte fin pulverizată în gazele de ardere, la nivelul unui reactor, special destinat desulfurării şi prevăzut cu instalaţii de atomizare a aditivului. Astfel, spălarea în soluţie apoasă, utilizată în cadrul procedeelor umede, este înlocuită prin pulverizarea foarte fină a aditivului (*spray driyng*), în fluxul de gaze de ardere [2.3, 2.5].

Funcţie de modul de injectare a substanţei neutralizante, se disting două tipuri de tehnici cvasiuscate: tehnici semiuscate şi, respectiv, tehnici semiumede. Cele două tipuri de tehnici nu diferă decât prin modul de injectare a reactivului. Astfel, în cazul procedeelor semiuscate, pulberea de substanţă neutralizantă şi apa se injectează pe două niveluri distincte, în timp ce, în cazul procedeelor semiumede, agentul neutralizant (suspensie de $Ca(OH)_2$ în apă sau soluţie de Na_2CO_3 în apă) este injectat, direct, sub formă concentrată.

Schema de principiu a procedeului cvasiuscat este redată în figura 2.16, evoluţia procesului de desulfurare fiind descrisă în cele ce urmează.

După ce traversează preîncălzitorul de aer, gazele de ardere sunt trecute prin filtrul de praf şi dirijate spre camera de reacţie, unde este injectat agentul neutralizant.

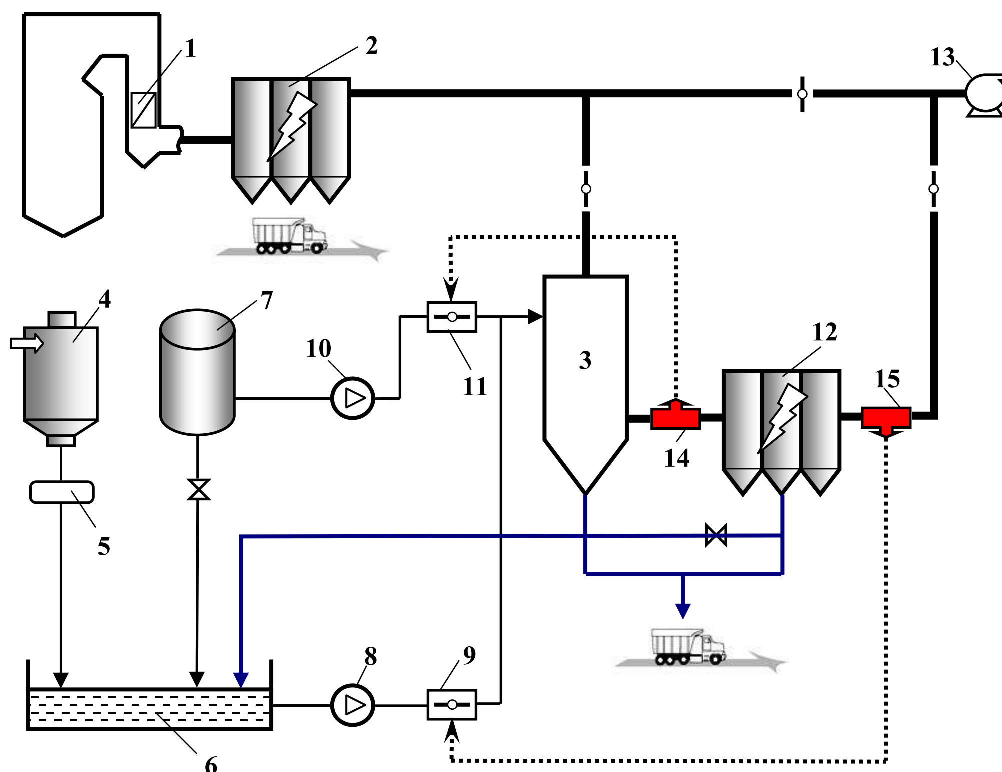


Fig. 2.16. Schema de principiu a procedeului cvasiuscat de desulfurare secundară:
1 - preîncălzitoarele de aer; 2 - electrofiltru; 3 – camera de reacție; 4 – siloz stocare $Ca(OH)_2$;
5 – sistem de dozare a concentrației; 6 - bazin pentru prepararea suspensiei absorbante; 7 – rezervor apă de proces; 8 – pompă injectare absorbant; 9 – element de dozare a cantității de absorbant;
10 – pompă injectare apă; 11 – element de dozare a cantității de apă; 12 – electrofiltrul final;
13 – evacuarea gazelor tratate la coș; 14 - traductor temperatură; 15 - traductor concentrație de SO_2.

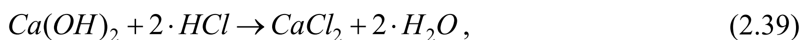
Într-o primă etapă, o parte din apa introdusă, ca suport al suspensiei sau ca solvent al soluției, se vaporizează, răcind gazele de ardere, până la temperatura optimă desfășurării absorbției poluantului în agentul neutralizant.

La contactul dintre particulele foarte fine de lichid și gazele de ardere, poluanții intră în reacții de absorbție, ce evoluează în secvența: $SO_3/HCl/HF/SO_2/CO_2$ [2.12].

Astfel, în cazul în care aditivul este hidroxidul de calciu, au loc următoarele reacții [2.12]:



$$Ca(OH)_2 + SO_3 \rightarrow CaSO_4 + H_2O\,, \qquad (2.38)$$



$$Ca(OH)_2 + 2 \cdot HCl \rightarrow CaCl_2 + 2 \cdot H_2O\,, \qquad (2.39)$$



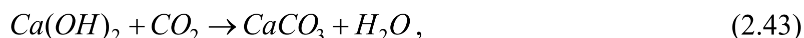
$$Ca(OH)_2 + 2 \cdot HF \rightarrow CaF_2 + 2 \cdot H_2O\,, \qquad (2.40)$$



$$Ca(OH)_2 + SO_2 \rightarrow CaSO_3 + H_2O\,, \qquad (2.41)$$



$$Ca(OH)_2 + SO_2 + 0{,}5 \cdot O_2 \rightarrow CaSO_4 + H_2O\,, \qquad (2.42)$$



$$Ca(OH)_2 + CO_2 \rightarrow CaCO_3 + H_2O\,, \qquad (2.43)$$

Deoarece cantitatea de SO_3, din gazele de ardere, este foarte mică, ponderea reacţiei (2.38) este mai puţin semnificativă.

În această etapă, reacţia de neutralizare se desfăşoară între faza gazoasă şi cea lichidă, deci cu o cinetică ridicată, fapt care determină obţinerea unor grade de desulfurare mari, de aproximativ 80 ÷ 90 %. În cazul utilizării suspensiei de $Ca(OH)_2$, un asemenea grad de desulfurarea se atinge atunci când raportul molar Ca/S este apropiat de 1,5 unităţi relative [2.4].

Datorită temperaturii relativ ridicate a gazelor de ardere, către baza camerei de reacţie apa este vaporizată, rezultând, astfel, o suspensie solidă, uscată, în gaz. Faza solidă este formată din produsele finale ale reacţiilor chimice, absorbantul nereacţionat şi particulele de cenuşă zburătoare care au trecut de sistemul de filtrare.

În această etapă, excesul de aditiv intră în reacţii de adsorbţie cu dioxidul de sulf, această etapă devenind, astfel, o etapă de desulfurare de tip uscat, cu eficienţă mult mai redusă decât aceea a etapei umede. Pe ansamblu, neutralizarea SO_2 realizându-se atât prin absorbţie, cât şi de adsorbţie.

În final, rezultă particule uscate, ce sunt eliminate din sistem, funcţie de dimensiunile lor. Astfel, particulele mari sunt colectate la baza camerei de reacţie, de unde sunt evacuate periodic, iar particulele de mici dimensiuni sunt colectate într-un electrofiltru sau într-un filtru cu saci.

Dacă secvenţa de tratare este de tipul celei descrise anterior, subprodusele reacţiilor pot fi comercializate, sub formă de ghips. Dacă desulfurarea precede colectarea cenuşii zburătoare, reziduul brut este dificil de valorificat, deoarece conţine o cantitate însemnată de cenuşă.

Schimbul de căldură şi masă dintre gazele de ardere şi aditiv este cu atât mai bun, cu cât aditivul este mai fin şi mai uniform dispersat în fluxul de gaze de ardere. Pentru a realiza atomizarea agentului neutralizant, se utilizează pulverizatoare turbionare, cu unghi mare de dispersie a jetului de picături, sau pulverizatoare axiale, care au unghi de dispersie mai mic, însă pot realiza o densitate de stropire mai mare [2.4].

Gradul de desulfurare al tehnicii cvasiuscate poate atinge nivelul de 90 % şi este influenţat, în principal, de cantitatea de absorbant, de concentraţia poluantului (raportul molar Ca/S) şi de temperatura la care are loc absorbţia. Consumul mediu de absorbant este într-un raport molar Ca/S = 1,5, eficienţa maximă obţinându-se atunci când temperatura gazelor de ardere este foarte apropiată de temperatura de saturaţie adiabatică [2.3, 2.4, 2.6, 2.12, 2.47].

În aceste condiţii, reglarea parametrilor procesului implică controlul a doi factori:

- ✓ concentraţia de SO_2 din gazul epurat (măsurată de traductorul 15, din figura 2.16),

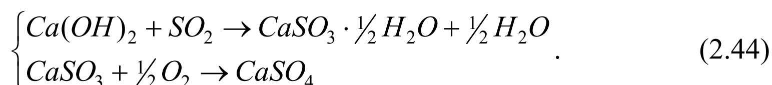
funcție de această stabilindu-se concentrația soluției de absorbant
- ✓ temperatura gazelor, la ieşirea lor din reactor (măsurată de traductorul 14, din figura 2.16), temperatură ce poate fi modificată prin debitul de apă introdus în reactor.

În condițiile unei dozări corespunzătoare a absorbantului, se constată că:
- ✓ selectivitatea şi eficiența procedeului cvasiuscat sunt mult mai ridicate decât ale procedeului uscat, datorită, în principal, etapei umede a tehnologiei de tratare;
- ✓ eficiența procedeului este maximă în apropierea temperaturii de saturație, fenomen explicabil prin reactivitatea redusă a SO_2 în stare uscată, fapt compensat de către utilizarea apei, ca mediu absorbant intermediar;
- ✓ soluția de Na_2CO_3 este mai eficientă decât suspensia de $Ca(OH)_2$, însă costurile corespunzătoare utilizării unui compus sodic sunt semnificativ mai mari;
- ✓ deoarece temperatura gazelor de după etapa de desulfurare umedă este redusă, eficiența desulfurării uscate, din ultima etapă, este mult mai mică decât aceea din etapa umedă; cu toate acestea, ultima etapă este necesară pentru reținerea, în stare de uscată, a produselor finale ale reacției şi a absorbantului în exces.

2.3.3.4. Procedeul cvasiuscat avansat

Ca şi în cazul tehnicilor secundare de tip uscat, procedeul cvasiuscat avansat implică, în principiu, utilizarea recirculării absorbantului în exces. Schema de principiu a procedeului cvasiuscat avansat este redată în figura 2.17.

În cazul acestei tehnici de desulfurare, cea mai mare cantitate de SO_2 este reținută prin absorbție, într-un procedeu similar desulfurării cvasiuscate convenționale, conform reacțiilor chimice:



$$\begin{cases} Ca(OH)_2 + SO_2 \rightarrow CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O + \frac{1}{2} H_2O \\ CaSO_3 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CaSO_4 \end{cases} . \qquad (2.44)$$

Aceste reacții se desfăşoară în cea de a doua etapă a tratării, într-o primă etapă desulfurarea fiind de tip uscat. Astfel, gazele de ardere sunt preluate de la ieşirea din preîncălzitoarele de aer şi, fără a fi tratate într-un separator de particule, sunt dirijate către baza turnului de reacție. În această zonă, de la baza reactorului, se desfăşoară prima etapă a desulfurării, în principal printr-un proces de adsorbție. Adsorbantul este reactivul în exces, recirculat, aflat în stare uscată şi depus pe particulele de cenuşă zburătoare.

La baza reactorului, se introduce şi absorbantul proaspăt, sub forma unei suspensii de $Ca(OH)_2$ în apă, foarte fin pulverizate, prin intermediul unui flux de aer comprimat. În această a doua etapă de tratare, se desfăşoară toate etapele specifice desulfurării cvasiuscate (răcirea gazelor, absorbția SO_2 şi vaporizarea apei) [2.47].

Deoarece fluxul de absorbant antrenează o mare cantitatea din particulele solide, aflate la baza reactorului, menținându-le în suspensie, pe suprafața acestora se formea-

ză o peliculă de absorbant. În acest fel, creşte suprafaţa de contact dintre poluant şi absorbant şi, implicit, eficienţa desulfurării.

După vaporizarea apei, la ieşirea din turnul de reacţie, în gazele de ardere se regăsesc, în faza solidă, particulele de cenuşă zburătoare, acoperite cu o peliculă de $Ca(OH)_2$, şi produsele reacţiilor de neutralizare ($CaSO_3$ şi $CaSO_4$).

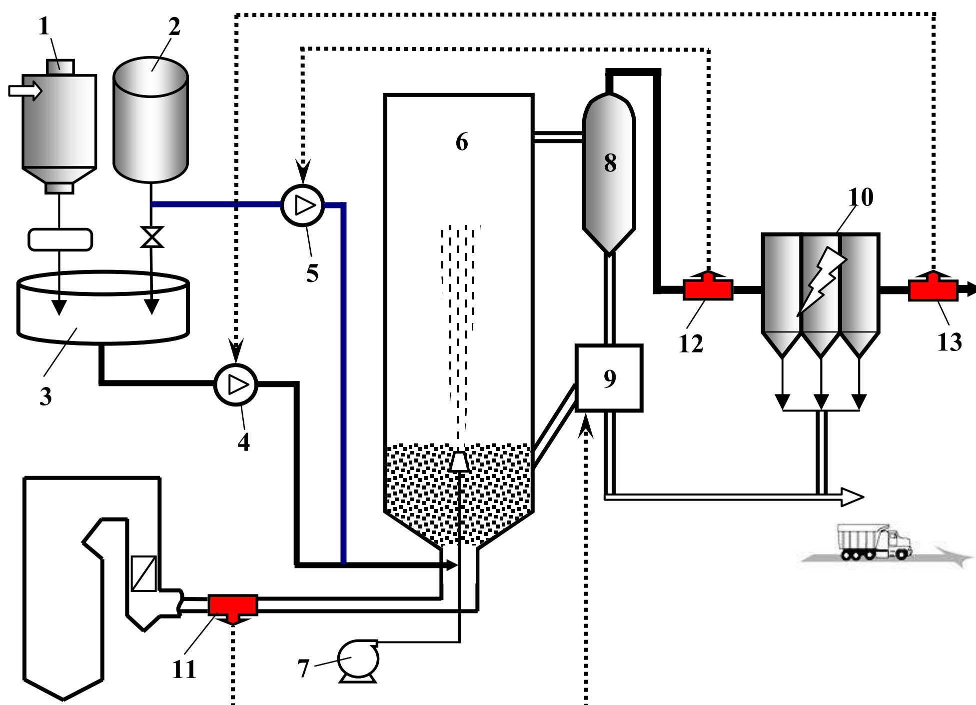


Fig. 2.17. Schema de principiu a procedeului cvasiuscat avansat:
1 – siloz stocare var stins - $Ca(OH)_2$; 2 – rezervor apă de proces; 3 - bazin pentru prepararea suspensiei absorbante; 4 – pompă injectare absorbant; 5 – pompă injectare apă; 6 – camera de reacţie; 7 – compresor aer atomizare absorbant; 8 – ciclon; 9 – element dozare material recirculat; 10 – electrofiltru; 11 – traductor viteză curgere gaze de ardere; 12 – traductor temperatură; 13 – traductor concentraţie SO_2.

Gradul de desulfurare este mai mare de 90 %, apropiindu-se de acela al tehnicilor secundare de tip umed, datorită tratării gazelor în două etape, suprafeţei de contact mărite a absorbantului şi puternicei turbionări a amestecului, fapt ce asigură un contact intim şi suficient de îndelungat între SO_2 şi absorbant.

La ieşirea din reactor, fluxul de gaze de ardere, având o concentraţie ridicată a suspensiei solide, este dirijat către ciclonul instalaţiei. Cu toate că separarea mecanică nu este suficient de eficientă în reţinerea cenuşii zburătoare (§ 4.3.1.2), utilizarea cicloanelor, în cadrul instalaţiilor de desulfurare cvasiuscată avansată, asigură grade de

separare de ordinul a 99 % [2.47]. Eficiența ridicată a colectării particulelor, în ciclon, este datorată creşterii dimensiunilor şi masei particulelor, prin depunerea de $Ca(OH)_2$, $CaSO_4$ şi $CaSO_3$, pe suprafața acestora. În aceste condiții, separarea suspensiilor, în instalații de cicloane, poate atinge o eficiență ridicată.

Gazul desulfurat, cu o concentrație redusă de particule fine (de aproximativ 1 % din concentrația inițială), este dirijat către un electrofiltru sau un sistem de filtrare cu saci, unde sunt reținute, în mare măsură, şi particulele foarte fine. Evident, consumul de energie necesar colectării finale a suspensiei solide, este mult mai redus decât în cazul în care instalația este dimensionată pentru separarea întregii cantități de substanță solidă.

Particulele colectate în ciclon sunt dirijate către un siloz distribuitor, de unde o parte din masa solidă este dirijată către zona de la baza reactorului, restul fiind evacuat, în exteriorul instalației. În acest fel, absorbantul nereacționat este reintrodus şi reactivat în reactor, consumul global de absorbant fiind, în consecință, mai redus.

Controlul automat al procesului se realizează prin intermediul a trei bucle de reglare (figura 2.17):

- ✓ bucla de dozare a cantității de material solid recirculat, formată din senzorul 11 şi sistemul de acționare al dozatorului de material solid recirculat; senzorul măsoară presiunea dinamică a fluxului de gaze de ardere, convertind-o în viteză de curgere şi, implicit, în debit. Funcție de valoarea debitului gazelor de ardere, se modifică viteza de rotație a şnecului, ce alimentează reactorul cu material recirculat, existând, astfel, o relație de directă proporționalitate între debitul de gaze de ardere şi cantitatea de material solid recirculat;
- ✓ bucla de control funcție de temperatura gazelor, formată din senzorul 12 şi sistemul de acționare al pompei de apă de răcire; senzorul de temperatură, intercalat între ciclon şi electrofiltru, comandă viteza pompei de alimentare cu apă de răcire;
- ✓ bucla de reglare funcție de concentrația finală a SO_2 în gazele de ardere, formată din senzorul 13 şi sistemul de acționare al pompei de alimentare cu absorbant proaspăt; senzorul de SO_2, instalat în vecinătatea gurii de evacuare a gazelor de ardere, comandă viteza pompei de alimentare a reactorului cu absorbant proaspăt.

Controlul foarte precis al cantității de apă de răcire, de absorbant proaspăt şi de masă solidă recirculată, prin intermediul unor pompe şi sisteme mecanice speciale, acționate cu motoare ce funcționează cu frecvență variabilă, permit menținerea temperaturii din reactor la o valoare foarte apropiată de temperatura de saturație, obținându-se, şi în acest mod, creşterea gradului de desulfurare. Dependența gradului de desulfurare de cantitatea de absorbant proaspăt şi de temperatură, dată ca diferență față de temperatura de saturație adiabatică, este redată în figura 2.18 [2.47].

În aceste condiții, de control strict al parametrilor, reactoarele acestor instalații pot funcționa la temperaturi mai mari cu doar 4 ^oC, peste temperatura de saturație, în condițiile în care sistemele cvasiuscate convenționale nu funcționează corect, dacă temperatura scade la mai puțin de 10 ÷ 11 ^oC, peste temperatura de saturație [2.47].

Dacă în reactoarele sistemelor convenţionale temperatura ar scădea sub acest prag limită, creşte cantitatea de particule depuse pe pereţii instalaţiei, ca efect al creşterii tendinţei de aglomerare a particulelor umede.

În reactoarele instalaţiilor de tip avansat, viteza de depunere a particulelor este redusă, atât datorită mişcării intens turbulente a acestora şi impactului particulelor de absorbant, la suprafaţa pereţilor reactorului, cât şi datorită transferului de masă foarte bun şi uscării accentuate a fazei solide, în zona finală a reactorului [2.47]. În aceste condiţii, conţinutul de apă al amestecului de faze, de la ieşirea din reactor, este mai mic de 1 % [2.47].

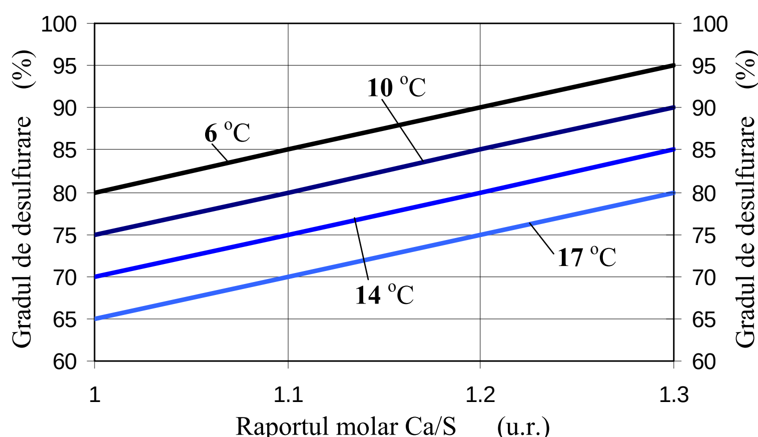


Fig. 2.18. Dependenţa gradului de desulfurare al procedeelor cvasiuscate avansate de raportul molar Ca/S şi de apropierea temperaturii de lucru de temperatura de saturaţie adiabatică.

Pe lângă avantajele menţionate anterior, un avantaj important al acestui tip de tehnologii este şi acela al necesarului redus de mentenanţă, fapt ce derivă din simplitatea instalaţiilor şi din lipsa elementelor aflate în mişcare, în contact cu gazele de ardere. Singurele elemente supuse unei corodări mai accentuate şi riscului obturării sunt duzele de injectare a absorbantului proaspăt. Sistemele mecanice ale acestora sunt, însă, astfel concepute încât duzele să poată fi curăţate sau schimbate într-un interval de timp foarte scurt, fără a fi necesară scoaterea din funcţiune a instalaţiei şi chiar la sarcina nominală a acesteia. În aceste condiţii, disponibilitatea acestor instalaţii este foarte apropiată de 100 %.

Toate componentele unei astfel de instalaţii pot fi realizate din oţel-carbon, fără acoperiri speciale, viteza de corodare a elementelor instalaţiei fiind redusă.

Costurile de investiţie şi de exploatare sunt mai reduse decât ale altor tipuri de instalaţii de desulfurare. Astfel, pentru o centrală de 300 MW, în care se arde cărbune sulfuros (2,6 % S), costul investiţiei este de aproximativ 150 $/kW, faţă de 215 $/kW – necesar realizării unei instalaţii de desulfurare secundară umedă [2.47]. De asemenea,

costul investiției este mai redus şi decât acela corespunzător realizării sistemelor cvasi-uscate convenționale.

Costurile de exploatare şi întreținere sunt, de asemenea, reduse, datorită:

- ✓ simplității sistemului;
- ✓ cantității mai mici de reactiv;
- ✓ vitezei reduse de depunere a particulelor;
- ✓ schimbării şi curățării rapide a duzelor;
- ✓ lipsei personalului special destinat efectuării mentenanței;
- ✓ cantității reduse de apă din subprodusele reacției, fapt ce permite o depozitare relativ facilă, dar şi utilizarea acestora pentru fabricarea de cimenturi uşoare;
- ✓ tendinței reduse de corodare şi erodare a elementelor instalației.

2.3.3.5. Tehnici secundare de tip umed

Pentru desulfurarea gazelor de ardere generate de arderea cărbunelui, în scopuri energetice, în centralele având puteri mai mari de 200 MW_e, actualmente, pe plan mondial, se utilizează, cu precădere, procedeele secundare de tip umed [2.4, 2.6].

Principalul avantaj al desulfurării umede derivă din cinetica ridicată a neutralizării între o fază gazoasă şi una lichidă, astfel încât gradul de desulfurare este foarte ridicat, depăşind 95 %, în condițiile utilizării unor absorbanți ieftini [2.6, 2.12, 2.28].

Neutralizarea umedă a SO_2 se desfăşoară după desprăfuirea gazelor de ardere şi conduce la formarea, în principal, a unor nămoluri de sulfiți, iar dacă oxidarea este suficientă, la formarea unor nămoluri de sulfați. Dacă aceste nămoluri de proces sunt direct deversate în mediu, se transferă poluantul din atmosferă către alt factor de mediu. Pentru a evita transferarea poluantului, levigatul trebuie tratat suplimentar şi neutralizat, existând chiar posibilitatea utilizării sale pentru fabricarea ghipsului.

Deoarece absorbantul este în stare lichidă, pentru a evita fierberea soluției, este necesară răcirea, prealabilă, a gazelor de ardere, de la temperatura corespunzătoare ieşirii din preîncălzitoare (mai mare de 200 ^oC), până la o temperatură de aproximativ 60 ÷ 70 ^oC. O asemenea răcire accentuată a gazelor de ardere, poate face necesară reîncălzirea acestora, înaintea evacuării, pentru a evita atingerea punctului de rouă acidă şi corodarea elementelor finale ale instalației de ardere. Prin încălzire, se obține, în plus, şi o mai bună dispersie a gazelor de ardere, la nivelul gurii coşului de fum.

Gazele de ardere pot antrena particule, atât în timpul tratării, cât şi particule reziduale de cenuşă zburătoare, astfel încât, în anumite situații, este necesară trecerea acestora printr-un sistem de colectare a particulelor, înaintea evacuării [2.19].

Încadrarea unei instalații de desulfurare umedă în fluxul tehnologic de combustie a cărbunelui este prezentată, schematic, în figura 2.19 [2.4, 2.13].

Majoritatea instalațiilor de desulfurare secundară umedă sunt echipate cu camere de reacție speciale, numite turnuri de spălare, coloane de spălare sau scrubere. Există,

însă, şi tehnologii ale căror instalaţii nu sunt echipate cu camere de reacţie speciale, absorbantul fiind introdus direct în tubulatura de gaze [2.19].

Absorbţia SO_2 (legare sa chimică) este procesul fizico-chimic de bază al tehnicilor secundare umede. Prin absorbţie, atât SO_2, cât şi alte componente gazoase, din fluxul de gaze de ardere, se dizolvă într-un lichid de spălare, adecvat ales.

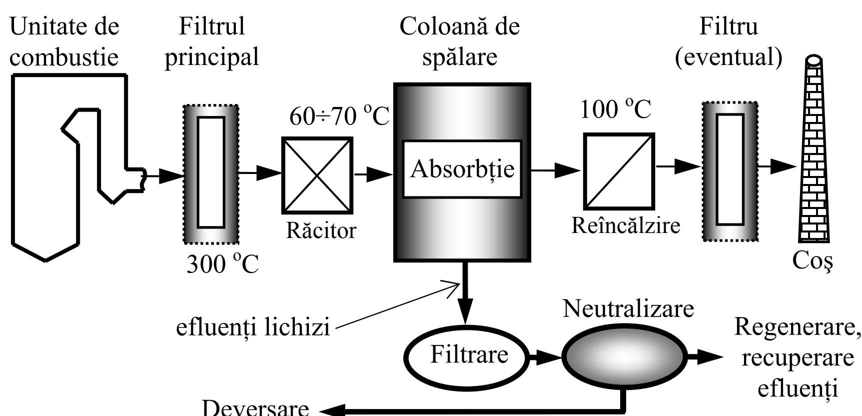


Fig. 2.19. Încadrarea unei instalaţii de desulfurare secundară umedă în procesul tehnologic de combustie a cărbunelui.

Pentru ca absorbţia să aibă o cinetică corespunzătoare, este necesar să se aleagă absorbantul adecvat, să se realizeze o suprafaţă de contact cât mai mare, între acesta şi gazele poluante şi să se asigure o durată de rezidenţă suficient de mare a celor două faze, în zona de reacţie. Pentru satisfacerea ultimelor două condiţii, instalaţiile de desulfurare sunt echipate cu reactoare speciale, numite scrubere. Principalele tipuri de scrubere sunt reprezentate, schematic, în figura 2.20.

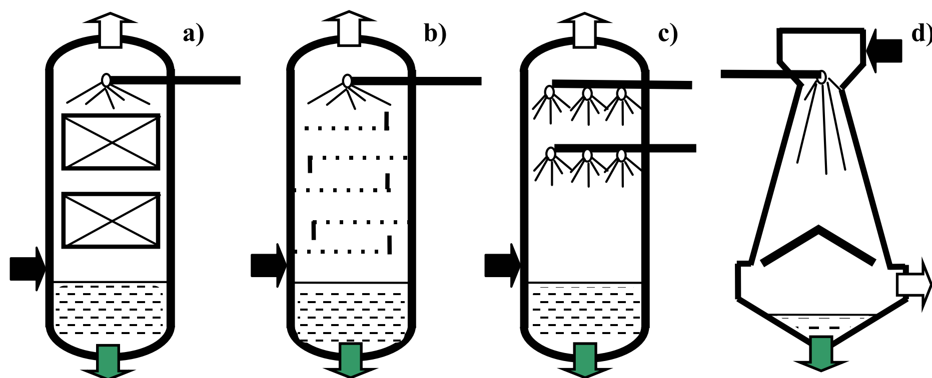


Fig. 2.20. Tipuri de scrubere:
a) - cu umplutură; b) - cu talere perforate; c) - cu duze de pulverizare; d) - cu sistem Venturi.

La nivelul scruberului, SO_2 se combină cu substanța absorbantă, formând un sulfat solid. După separarea picăturilor, gazul epurat este evacuat la coşul de fum, iar fazele solidă şi lichidă, care formează levigatul, sunt evacuate, la partea inferioară a scruberului. Sulfatul poate fi recuperat, însă nu trebuie neglijat faptul că, în scruber, se obține şi o anumită cantitate de acid sulfuric.

Proiectarea scruberelor trebuie să ia în considerare următorii parametri:

- ✓ natura poluantului,
- ✓ destinația sub-produselor de reacție,
- ✓ conținutul de particule solide aflate în suspensie în gaz.

În ceea ce priveşte **natura poluantului**, o importanță deosebită prezintă aciditatea acestuia. Mediul coroziv, în care funcționează componentele scruberelor, impune anumite restricții tehnice, pentru anvelopa şi amenajarea interioară a aparatului.

Din punctul de vedere al **destinației** levigatului, se deosebesc următoarele categorii:

- ✓ substanțele sunt refulate în mediul exterior, dacă acestea respectă normele de mediu (pH, temperatură, conținut de materii în suspensie, conținut de metale grele);
- ✓ substanțele sunt supuse unui tratament permanent de precipitare a poluantului, sub forma unor compuşi insolubili ($CaSO_4$, de exemplu);
- ✓ substanțele sunt reciclate într-un proces tehnologic;
- ✓ substanțele sunt tratate pentru obținerea unor materiale reutilizabile.

Conținutul de particule solide din gazele de ardere trebuie luat în considerare, deoarece, pe de o parte, acestea pot determina colmatarea umpluturii sau obturarea orificiilor talerelor şi duzelor, iar, pe de altă parte, caracterul bazic al cenuşii zburătoare conduce la neutralizarea naturală, parțială, a acizilor rezultați din reacții.

Luarea în considerare a tuturor acestor parametri conduce la construcții relativ complexe, aşa cum este scruberul cu duze, reprezentat în figura 2.21 [2.3, 2.18], mai ales în condițiile în care şi răcirea inițială a gazelor de ardere se realizează, prin transfer de masă, în interiorul scruberului şi nu în schimbătoare de căldură externe.

Câteva dintre companiile producătoare de scrubere performante sunt următoarele: Babcock & Wilcox, Croll-Reynolds, Lurgi, Svedala Industries, Procedair, Sulzer, ABB, Von Roll, Servithen [2.3, 2. 6, 2.28].

În funcție de proprietățile fizico-chimice ale agenților absorbanți, procedeele umede de desulfurare pot fi clasificate în următoarele categorii:

❶ procedee cu folosirea unui absorbant alcalin (compuşi sodici);
❷ procedee cu folosirea amoniacului, ca absorbant;
❸ procedee cu folosirea unui absorbant alcalino-pământos (compuşi calcici).

Pe lângă aceste categorii, mai există şi tehnicile regenerative, denumite astfel deoarece substanța absorbantă se formează în proces şi se regenerează, în mare măsură, în cadrul aceluiaşi proces tehnologic. Aceste tehnici implică reacții chimice dificil de condus, consumuri mai mari de energie, consum de catalizatori, însă furnizează, ca

produse finale ale reacţiilor, SO_2 - în stare lichidă, H_2SO_4 concentrat, şi sulf, aproape pur [2.12, 2.21, 2.31, 2.48, 2.49, 2.50].

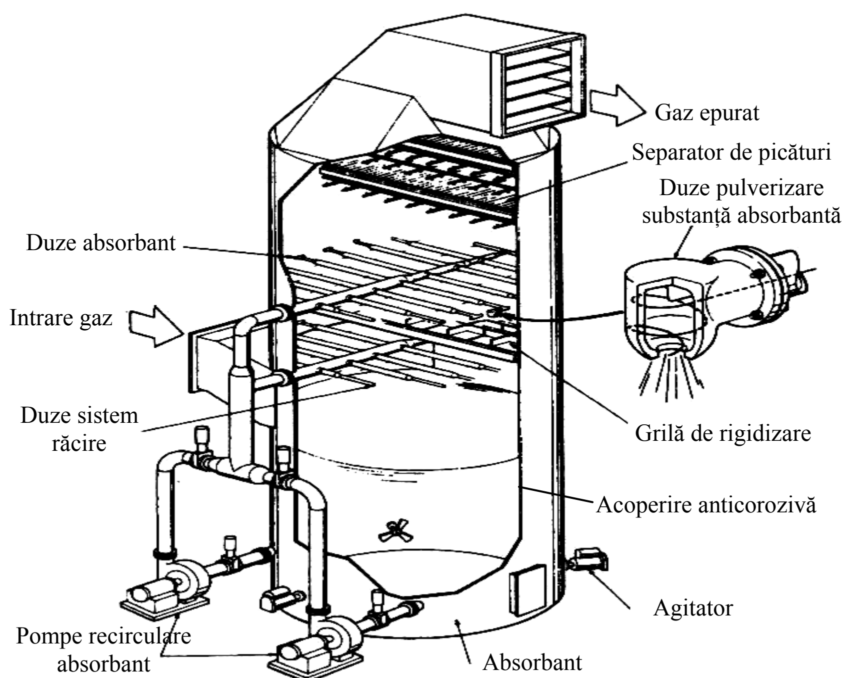


Fig. 2.21. Elemente constructive ale unui scruber cu duze de pulverizare

❶ Procedee cu folosirea unui absorbant alcalin

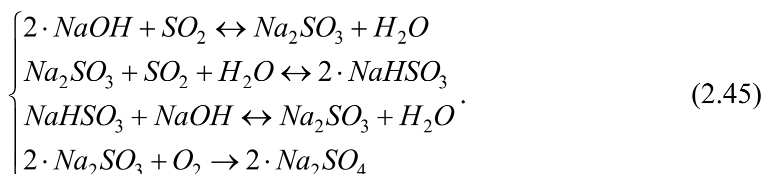
Aceste procedee folosesc, drept absorbanţi, compuşi ai sodiului şi ai potasiului. Aceşti compuşi se caracterizează printr-o foarte bună solubilitate în apă, astfel încât soluţia neutralizantă este limpede şi nu conduce la formarea de depuneri, condiţii în care fenomenul de erodare a pompelor şi a ventilatoarelor este mult diminuat.

Dezavantajul principal al utilizării compuşilor alcalini rezidă din solubilitatea ridicată a sărurilor, formate în urma desfăşurării reacţiilor de desulfurare, motiv pentru care depozitarea acestora implică precauţii deosebite, pentru a nu transfera poluantul către sol sau către apele freatice.

Dacă absorbantul este NaOH, secvenţa reacţiilor implică formarea unor compuşi, precum: sulfit de sodiu (Na_2SO_3), bisulfit de sodiu ($NaHSO_3$) şi sulfat de sodiu (Na_2SO_4), conform reacţiilor de forma (2.45), care pot fi scrise, global, sub forma reacţiei (2.46) [2.12].

Datorită costului ridicat al absorbanţilor alcalini, procedeele de desulfurare sunt realizate, în majoritatea situaţiilor, pe principiul regenerării absorbantului, fiind mai

puțin importantă obținerea unei cantități de Na_2SO_4.



$$\begin{cases} 2 \cdot NaOH + SO_2 \leftrightarrow Na_2SO_3 + H_2O \\ Na_2SO_3 + SO_2 + H_2O \leftrightarrow 2 \cdot NaHSO_3 \\ NaHSO_3 + NaOH \leftrightarrow Na_2SO_3 + H_2O \\ 2 \cdot Na_2SO_3 + O_2 \rightarrow 2 \cdot Na_2SO_4 \end{cases} . \quad (2.45)$$



$$4 \cdot NaOH + 2 \cdot SO_2 + O_2 \rightarrow 2 \cdot Na_2SO_4 + 2 \cdot H_2O . \quad (2.46)$$

Principial, procedeele regenerative de desulfurare a gazelor de ardere funcționează după o schemă de tipul celei prezentate în figura 2.22 [2.12], absorbantul fiind, de fapt, o sare obținută în cadrul procesului tehnologic (Na_2SO_3), aportul de absorbant, din exterior, fiind necesar doar la pornirea şi încărcarea instalației şi pentru compensarea pierderilor tehnologice de substanță activă, sub formă de Na_2SO_4.

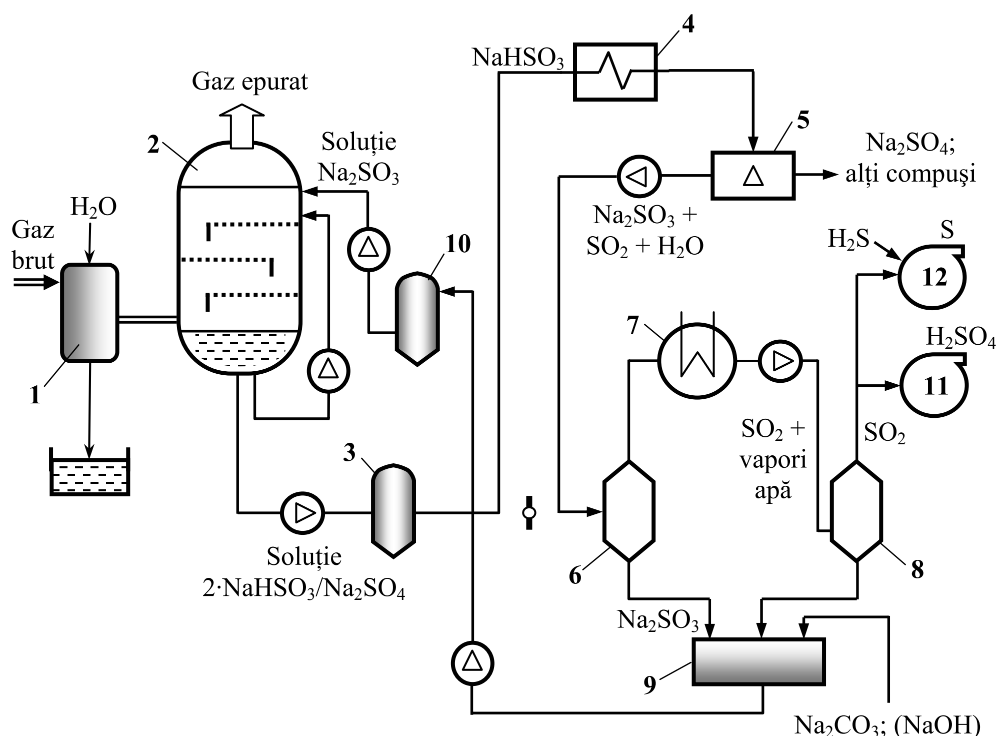


Fig. 2.22. Schema de principiu a procedeului regenerativ, cu absorbant sodic:
1 – turn prespălare; 2 – scruber cu talere; 3 şi 10 – decantoare; 4 – schimbător de căldură, încălzire soluție de $NaHSO_3$; 5 - cristalizator; 6 şi 8 – separatoare de picături; 7 – condensator; 9 – instalație preparare absorbant; 11 – instalație preparare H_2SO_4; 12 – instalație preparare sulf elementar.

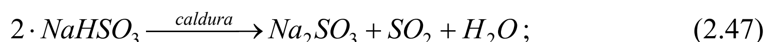
Înainte de a fi introduse în turnul de absorbție (2), gazele de ardere, din care a

fost separată cenuşa zburătoare, sunt răcite, cu apă, într-un turn de prespălare (1), realizându-se, astfel, o precondiţionare a gazelor de tratat. Prin prespălare se realizează, simultan, şi îndepărtarea anhidridei sulfurice (SO_3), a acizilor clorhidric (HCl) şi fluorhidric (HF), precum şi a cenuşii zburătoare reziduale.

După această tratare, gazul este dirijat către sistemul absorbant, unde anhidrida sulfuroasă (SO_2) este neutralizată, prin absorbţie, de către o soluţie de Na_2SO_3, formată în cadrul procesului tehnologic de desulfurare şi dispersată pe talerele turnului de reacţie. Prin absorbţia SO_2, în soluţia de Na_2SO_3, se formează o soluţie de bisulfit de sodiu ($NaHSO_3$), în care poate exista şi o anumită cantitate de sulfat de sodiu (Na_2SO_4), conform reacţiilor de forma (2.45). $NaHSO_3$ este uşor solubil în apă, evitându-se, practic în totalitate, formarea depunerilor.

Soluţia, rezultată din scruber, este tratată, în scopul regenerării absorbantului, în următoarele etape:

- ✓ încălzirea soluţiei de $NaHSO_3$, într-un schimbător de căldură (4), până la descompunerea sa, conform reacţiei chimice, endoterme,



$$2 \cdot NaHSO_3 \xrightarrow{caldura} Na_2SO_3 + SO_2 + H_2O\,; \qquad (2.47)$$

- ✓ tratarea amestecului de faze într-un cristalizator (5), unde se separă, sub formă solidă, Na_2SO_4;
- ✓ separare fazei gazoase (SO_2 şi vapori de apă), în separatorul de picături (6);
- ✓ răcirea amestecului de vapori de apă şi SO_2, la nivelul condensatorului (7);
- ✓ separarea condensului (8) şi dirijarea acestuia către instalaţia de preparare a absorbantului (9);
- ✓ prelucrarea gazului bogat în SO_2 (aproximativ 85 % părţi volumice) pentru obţinerea de H_2SO_4 (11) sau de sulf elementar, prin tratare cu H_2S, după *procedeul Claus*.



$$2 \cdot H_2S + SO_2 \rightarrow 3 \cdot S + 2 \cdot H_2O\,. \qquad (2.48)$$

La nivelul instalaţiei de preparare a absorbantului (9), se introduce, în mod continuu, o anumită cantitate de Na_2CO_3 sau NaOH, care compensează pierderea de substanţă activă, sub formă de Na_2SO_4.

În cazurile, mai rar întâlnite în tehnica desulfurării, în care absorbantul este un compus al potasiului, gazul rezultat este bogat în H_2S. Deoarece sulful elementar, obţinut ca produs final de reacţie, poate fi comercializat, la preţuri foarte mari, rezultă că aplicarea procedeului Claus unei instalaţii de desulfurare secundară umedă, cu absorbant potasic, conduce la avantaje economice semnificative [2.12].

Câteva exemple de tehnologii de desulfurare umedă, cu absorbanţi alcalini, sunt prezentate în cele ce urmează.

Procedeul VON ROLL

Această tehnologie este dezvoltată de Grupul VON ROLL, pornind de la procedeul CIBA GEIGY, tratarea având următoarele obiective principale [2.3, 2.4]:

✓ reținerea gazelor acide,
✓ separarea particulelor fine, de metale grele,
✓ eliminarea materialelor poluante condensabile.

Schema de principiu a acestei tehnici este redată în figura 2.23 [2.4], detaliată, mai ales, în zona de tratare şi neutralizare a levigatului, prin intermediul unui aditiv calcic.

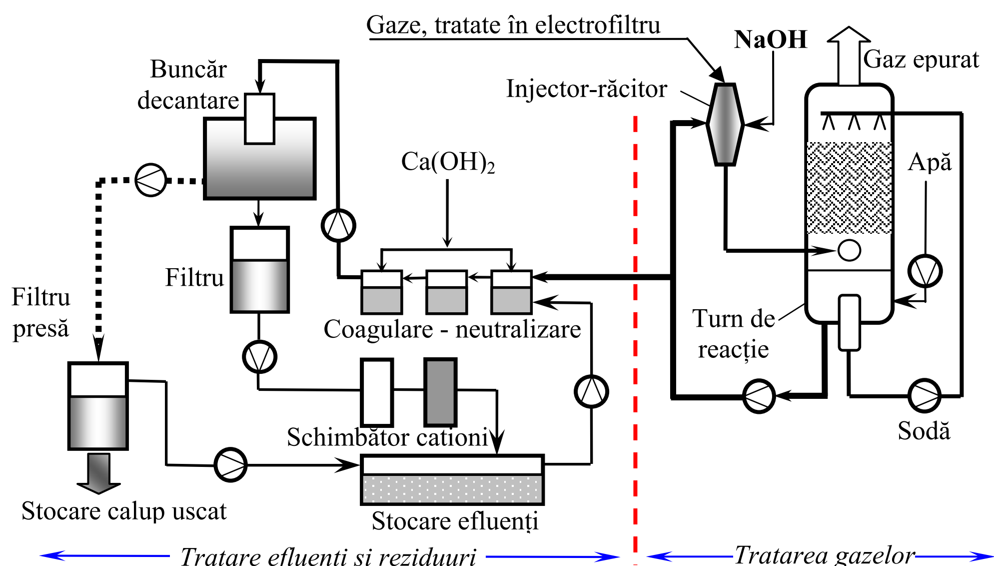


Fig. 2.23. Schema de principiu a procedeului de desulfurare Von Roll

Gazele de ardere, desprăfuite, sunt introduse într-un injector-răcitor, unde intră în contact cu absorbantul (soluție de NaOH) şi sunt răcite, până la temperatura de saturație, de 65 °C. Pentru a asigura un contact cât mai bun între poluanți şi absorbant, cele două faze circulă în contracurent. Simultan cu tratarea parțială a gazelor acide (SO_x, HCl şi HF), sunt captate particulele mari, iar acizii metalici gazoşi sunt solidificați, sub formă de particule foarte fine.

După această precondiționare, gazele de ardere sunt dirijate către un turn de spălare cu umplutură, care realizează o suprafață mare de contact între absorbant şi poluanți. Suprafața mare de contact asigură neutralizarea conținutului de HCl şi HF, iar umiditatea ridicată a gazului şi durata mare de rezidență a acestuia, în scruber, asigură precondiționarea aerosolilor, pentru următoarea etapă de tratare.

Înainte de a intra în cel de al doilea etaj de absorbție, gazele trec printr-un separator de particule, realizat cu jeturi inelare, de tip "*multi-venturi*", conceput pentru a separa particulele foarte fine de cenuşă şi aerosoli. Energia de contact şi deci şi gradul de separare pot fi menținute constante, chiar în condițiile unui debit variabil de gaze de ardere, adaptând debitul de absorbant funcție de diferența de presiune dintre extremitățile

zonei de jet inelar.

Soluţia concentrată, rezultată în urma tratării gazelor, poate trece printr-o simplă etapă de evaporare, în urma căreia se obţine un calup de proces, solid, ce ar putea fi stocat. Datorită conţinutului ridicat de poluanţi, este preferabilă tratarea şi neutralizarea chimică a efluenţilor, schema simplificată a acestui proces tehnologic fiind redată, de asemenea, în figura 2.23.

Procedeul LURGI

Ca majoritatea tehnicilor secundare umede, acest procedeu implică separarea uscată a pulberilor şi a unei mari părţi din metalele grele, înaintea intrării gazelor de ardere în instalaţiile de desulfurare.

Poluanţii gazoşi (HCl, HF, SO_2) sunt eliminaţi prin absorbţie, în mai multe etape, într-o soluţie alcalină, apoasă.

Prima etapă a procesului este aceea de răcire a gazelor de ardere, până la temperatura corespunzătoare punctului de rouă acidă (60 ÷ 70 °C). Vaporii saturaţi, astfel obţinuţi, asigură un contact intim între agentul absorbant şi gazele poluate [2.4].

Turnurile de spălare LURGI nu au umplutură sau platouri, astfel încât colmatarea sau ancrasarea acestora este, practic, exclusă. Eficienţa turnului de reacţie este dată de schimbul eficient de masă, realizat la impactul violent dintre absorbant şi gaze.

Amenajarea interioară a turnurilor de spălare LURGI, pentru partea umedă a acestora, este realizată din oţel acoperit cu cauciuc. Stratul de cauciuc asigură o protecţie anticorozivă eficientă şi fiabilă [2.4].

Procedeul WELLMAN-LORD

SO_2 este captat prin spălarea cu o soluţie de Na_2SO_3, formată chiar în interiorul instalaţiei [2.4].

Reacţia chimică de bază este de forma



$$Na_2SO_3 + SO_2 + H_2O \leftrightarrow 2 \cdot NaHSO_3, \qquad (2.49)$$

echilibrul sulfit - bisulfit putându-se deplasa, în sensul dorit, prin încălzire, în etapa de regenerare.

Exceptând problemele determinate de formarea sulfaţilor, care necesită utilizarea unor inhibatori de oxidare, pentru limitarea purjei de sulfaţi şi, implicit, a cantităţii de absorbant proaspăt, acest procedeu este eficient şi economic, cu bună aplicabilitate industrială.

Procedeul SOXAL

Acest procedeu este utilizat pentru un domeniu larg de concentraţii ale SO_2, în gazele de ardere, şi funcţionează la temperaturi de saturaţie cuprinse între 50 ÷ 55 °C.

Procedeul este de tip regenerativ, mai complex, tratarea gazelor implicând absorbţie şi recuperarea soluţiei absorbante în unităţi de electrodializă. Creşterea costului de investiţie este, însă, compensată prin obţinerea unor substanţe comercializabile, pre-

cum sulful elementar, H_2SO_4 şi a SO_2 concentrat.

Conform schemei de principiu a procedeului, redate în figura 2.24 [2.4], după desprăfuire, gazele, bogate în SO_2, sunt dirijate către un turn de absorbţie, ce poate fi realizat cu mai multe etaje. La nivelul turnului de absorbţie, gazele reacţionează cu o soluţie bazică (amestec de Na_2SO_3, Na_2CO_3 şi NaOH).

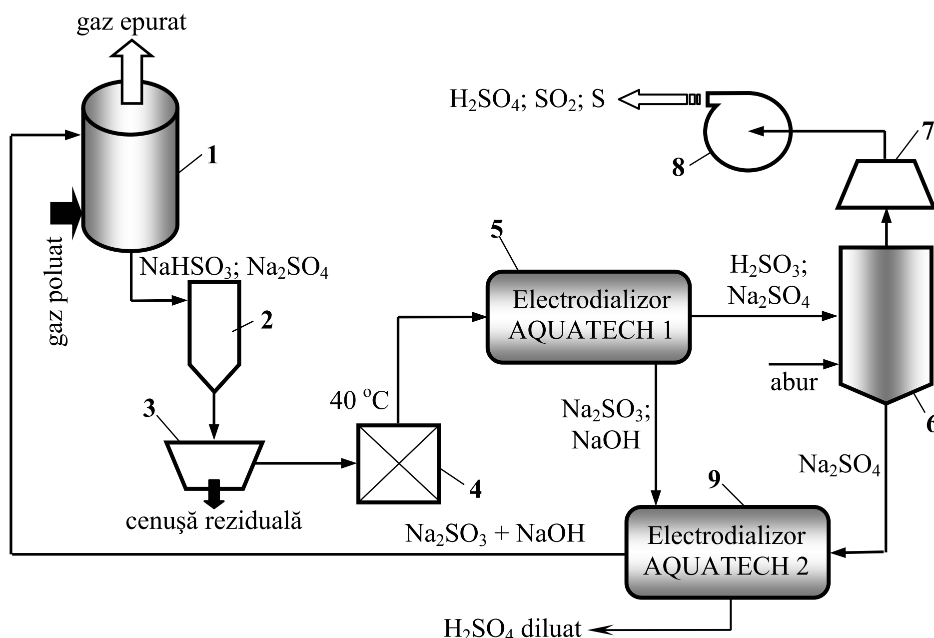
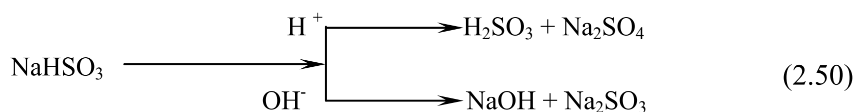


Fig. 2.24. Schema de principiu a procedeului de desulfurarea SOXAL [2.4]:
1 – turn de spălare; 2 – rezervor de stocare-decantare; 3 – filtru presă; 4 – răcitor; 5, 9 - unităţi de recuperare prin electrodializă; 6 – unitate concentrare SO_2; 7 – modul presurizare 1,7 atm; 8 – instalaţie de preparare H_2SO_4 şi sulf elementar.

La nivelul scruberului (1), absorbantul se transformă într-o soluţie de bisulfit de sodiu (10 ÷ 20 % $NaHSO_3$ în apă), dirijată către un rezervor de stocare temporară (2) şi, ulterior, procesată într-un filtru presă (3), unde se elimină cenuşa zburătoare reziduală [2.4].

După răcirea soluţiei, până la o temperatură de aproximativ 40 °C, aceasta este procesată, într-o unitate de recuperare prin electrodializă, cu membrane bipolare - AQUATECH I (5), având două compartimente. În cele două compartimente, bazic şi acid, au loc reacţii electrochimice de forma:

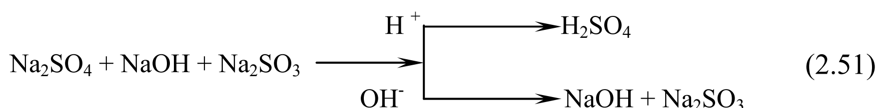


(2.50)

În circuitul de acid, se află o soluţie de sulfat de sodiu în SO_2, saturată (8 ÷ ll % Na_2SO_4 în 1,5 ÷ 2,5 % SO_2). Acidul, de la ieşire, este procesat într-o unitate de concentrare a SO_2 (6), prin încălzire cu abur. SO_2, astfel obţinut, este combinat cu cel extras din rezervoarele de recirculare ale circuitului de acid şi, apoi, este comprimat, până la aproximativ 1,7 bar (7), putând fi transformat, ulterior, în sulf elementar, în H_2SO_4, sau putând fi lichefiat, pentru a fi utilizat ca atare.

Circuitul bazic (Na_2SO_3/NaOH) alimentează o a doua unitate de recuperare de tip celular, cu trei compartimente - AQUATECH II (9), în care este dirijat şi sulfatul de sodiu, provenit, ca purjă, de la unitatea de concentrare a SO_2. În această etapă a tratării, substanţa bazică, regenerată, este adăugată la substanţa alcalină de absorbţie, iar sulfatul este transformat în H_2SO_4 diluat (având concentraţia de 5 %).

Transformările din cel de-al doilea electrodializor sunt de forma:

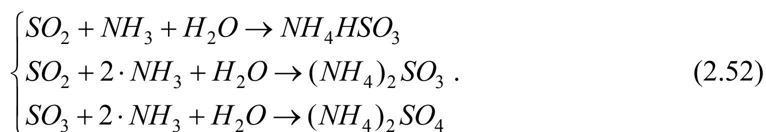


(2.51)

HCl şi CO_2, aflate în gazele de ardere, nu afectează, în mod defavorabil, funcţionarea instalaţiei. Astfel, clorurile urmează acelaşi parcurs ca şi sulfaţii, transformându-se în HCl diluat, amestecat cu H_2SO_4, în cel de al doilea electrodializor, iar ionii de carbonat CO_3^{2-} circulă în circuitul bazic, fără să intervină, practic, în proces.

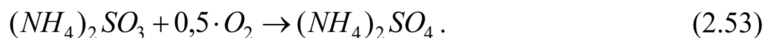
❷ Procedeul de absorbţie a SO_2 cu amoniac

În cazul utilizării amoniacului (NH_3), ca agent absorbant, oxizii de sulf sunt reţinuţi sub forma unor săruri ale amoniului: bisulfit de amoniu (NH_4HSO_3), sulfit de amoniu ($(NH_4)_2SO_3$) şi sulfat de amoniu ($(NH_4)_2SO_4$), conform reacţiilor [2.12]:



$$\begin{cases} SO_2 + NH_3 + H_2O \rightarrow NH_4HSO_3 \\ SO_2 + 2\cdot NH_3 + H_2O \rightarrow (NH_4)_2SO_3 \\ SO_3 + 2\cdot NH_3 + H_2O \rightarrow (NH_4)_2SO_4 \end{cases} . \qquad (2.52)$$

Deoarece ponderea SO_3 este redusă, în raport cu aceea a SO_2, cantitatea de $(NH_4)_2SO_4$, rezultată din reacţiile de forma (2.52) este, de asemenea, redusă. Deoarece este preferabilă obţinerea de $(NH_4)_2SO_4$, mai ales atunci când sub-produsele de reacţie sunt utilizate pentru fabricarea îngrăşămintelor chimice, $(NH_4)_2SO_3$ trebuie oxidat, suplimentar, conform reacţiei chimice



$$(NH_4)_2SO_3 + 0{,}5\cdot O_2 \rightarrow (NH_4)_2SO_4 . \qquad (2.53)$$

Schema de principiu a unei instalaţii de desulfurare secundară umedă cu HN_3 este redată în figura 2.25 [2.12].

Gazele de ardere desprăfuite, în electrofiltrul principal al instalaţiei de ardere (1),

sunt introduse, împreună cu soluția de NH_3, în reactorul de absorbție principal (2). Mediul absorbant conține şi o soluție de $(NH_4)_2SO_4$, rezultată în procesul de desulfurare, fin pulverizată în turnul de reacție.

Prin reacții de forma (2.52), cea mai mare parte a SO_2 reacționează cu NH_3, formând NH_4HSO_3 şi $(NH_4)_2SO_3$. Sulfitul de amoniu, în contact cu gazele calde, se oxidează, parțial, formând $(NH_4)_2SO_4$. În urma vaporizării apei, se obține un praf, format din cristale de $(NH_4)_2SO_4$ şi de elemente pe bază de clorit şi fluorit. Acest praf este reținut de către electrofiltrul instalației de desulfurare (3), amplasat în aval de turnul de reacție.

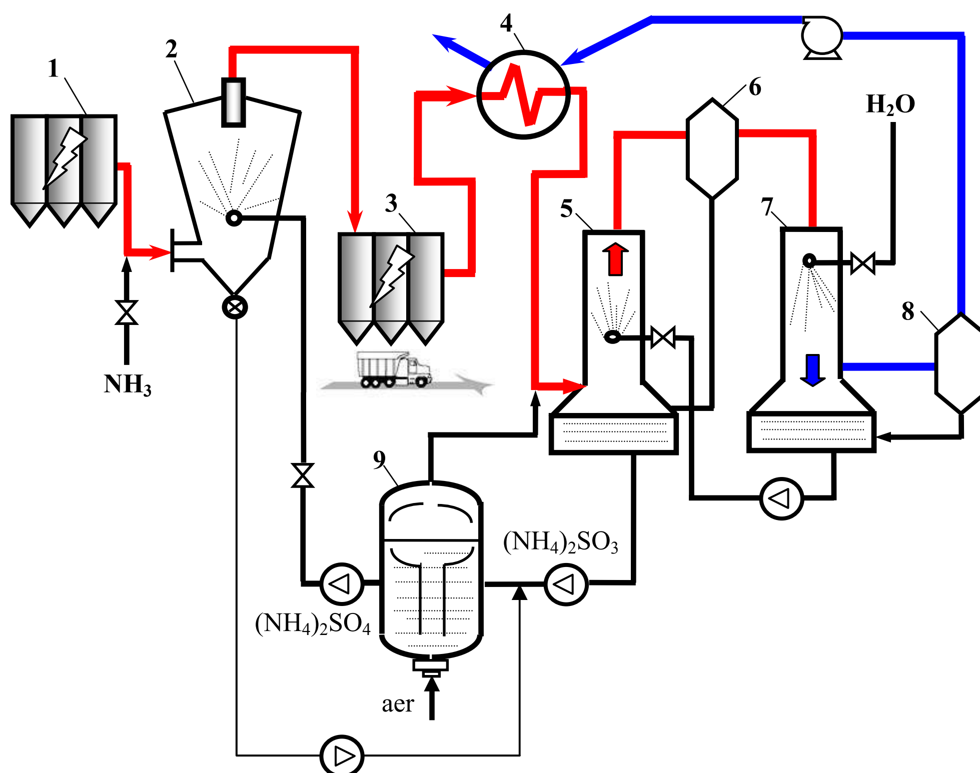


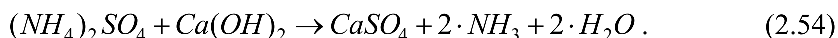
Fig. 2.25. Schema procedeului de desulfurare a gazelor de ardere prin injectare de amoniac: 1 – electrofiltrul principal al instalației de ardere; 2 – reactor principal; 3 – electrofiltrul instalației de desulfurare; 4 - schimbător de căldură; 5, 7 - primul, respectiv al doilea turn de prespălare; 6, 8 - separatoare de picături; 9 - rezervor de oxidare.

După această primă etapă de tratare, gazele de ardere sunt dirijate către un schimbător de căldură (4), unde cedează o parte din căldura lor gazelor ce urmează a fi evacuate, pentru a evita atingerea punctului de rouă acidă pe traseul de evacuare a acestora. După răcire, gazele intră într-o etapă de prespălare, în scruberul (5), soluția neutralizantă fiind o soluție foarte diluată de $(NH_4)_2SO_3$, provenită din cel de-al doilea

turn de prespălare (7). În urma contactului cu gazele de ardere, $(NH_4)_2SO_3$ este reţinut, aproape complet, sub forma unei soluţii aproape saturate. Această soluţie este introdusă într-un rezervor de oxidare (9), în care se insuflă aer. Prin oxidare, $(NH_4)_2SO_3$ trece în $(NH_4)_2SO_4$, soluţia rezultă fiind introdusă în turnul principal de reacţie (2).

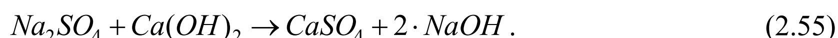
La ieşirea din primul turn de prespălare, gazele de ardere sunt trecute printr-un separator de picături (6) şi sunt dirijate către al doilea turn de prespălare (7), unde sunt spălate, cu apă proaspătă. După o nouă separare a picăturilor (8), gazele de ardere sunt aspirate de un ventilator şi introduse într-un schimbător de căldură (4), care realizează încălzirea necesară evacuării acestora în atmosferă.

Produsele finale, rezultate în urma desulfurării cu NH_3, respectiv cu compuşi ai sodiului, pot constitui materia primă pentru producerea ghipsului. Astfel, dacă absorbantul este amoniacul, produsul final este sulfatul de amoniu care, tratat cu hidroxid de calciu, formează ghips şi eliberează amoniacul, conform reacţiei



$$(NH_4)_2SO_4 + Ca(OH)_2 \rightarrow CaSO_4 + 2\cdot NH_3 + 2\cdot H_2O\,. \qquad (2.54)$$

Dacă absorbantul este un compus sodic, atunci produsul final este sulfatul de sodiu, care, pentru obţinerea ghipsului, se tratează, de asemenea, cu hidroxid de calciu:



$$Na_2SO_4 + Ca(OH)_2 \rightarrow CaSO_4 + 2\cdot NaOH\,. \qquad (2.55)$$

În acest ultim caz, apa, separă din ghips prin metode fizice (filtrare, centrifugare), are un conţinut ridicat de hidroxid de sodiu, astfel încât ea poate fi reintrodusă în scruberul instalaţiei, după adăugarea unei cantităţi de absorbant proaspăt.

O schemă de principiu a procesului de desulfurare a gazelor de ardere, însoţit de prepararea ghipsului, ca produs direct comercializabil, este dată în figura 2.26 [2.12].

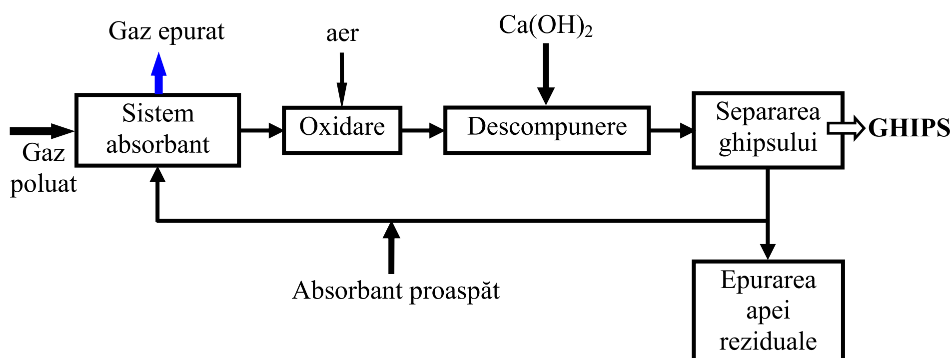


Fig. 2.26. Schema de principiu a procedeului de obţinere a ghipsului, ca subprodus al reacţiilor de desulfurare cu absorbanţi sodici sau cu amoniac.

În schema de principiu a fluxului tehnologic, este de remarcat prezenţa unui modul de epurare a apei reziduale. Este obligatorie epurarea apei reziduale, înaintea deversării acesteia, pentru a nu transfera o parte din poluant în mediul acvatic.

Exemple de utilizare a NH_3, pentru desulfurarea la scară industrială, sunt următoarele tehnologii.

Procedeul AIR INDUSTRIE

Acest procedeu este utilizat, în special, în industria hârtiei, recuperând cantități mari de SO_2, sub formă de bisulfit de amoniu (NH_4HSO_3) [2.4].

SO_2 este captat de către NH_3 şi, înaintea spălării gazului, pentru eliminarea pulberilor reziduale, NH_4HSO_3 obţinut este reciclat în procesul de fabricaţie respectiv. Pe lângă eliminarea unei surse de poluare importante, acest procedeu permite şi recuperarea unei cantități de ordinul a 25 ÷ 30 tone sulf, zilnic.

Procedeele „STACKPOL S" şi „STACKPOL SO_2"

Aceste procedee asigură extragerea SO_2 din gazele de ardere sau din diferite alte amestecuri de gaze industriale, într-o proporție care poate depăşi 90 %. Agentul bazic de absorbție este NH_3, iar produşii de reacție sunt sulfații de amoniu [2.4].

Într-un vaporizator este descompusă, parțial, soluția concentrată de NH_4HSO_3, formată în turnul de absorbție, în componentele NH_3, H_2O şi SO_2. Produşii de fond ai reactorului (sulfiți şi sulfați nedescompuşi) sunt tratați separat.

Urmează o succesiune de reacții, în particular cu H_2S, care conduc la reciclarea amoniacului şi la producția de sulf (procedeul STACKPOL S) sau de SO_2 concentrat, în stare lichidă (procedeul STACKPOL SO_2). Deoarece absorbantul este regenerat, în mare măsură, procedeele STACKPOL intră în categoria procedeelor regenerative.

❸ Procedee cu folosirea unui absorbant alcalino-pământos

În cazul acestor procedee, mediul absorbant este o combinație a magneziului sau a calciului, sub formă de oxizi sau carbonați. Chiar dacă substanța de bază este mai scumpă, procedeul pe bază de compuşi ai magneziului este, pe ansamblu, mai economic decât cel cu absorbanți calcici, deoarece absorbantul poate fi regenerat, prin descompunere termică.

Schema de principiu a procesului de desulfurare pe bază de magneziu este dată în figura 2.27 [2.12].

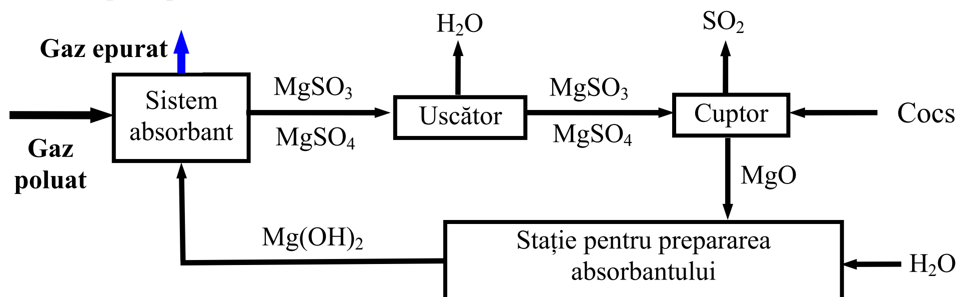
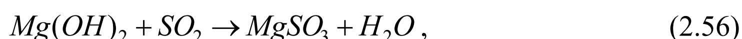
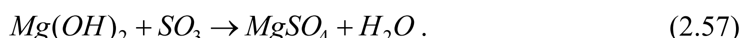


Fig. 2.27. Schema de principiu a fluxului tehnologic de deulfurare umedă a gazelor de ardere prin intermediul unui absorbant pe bază de magneziu.

Desulfurarea gazelor de ardere are loc în sistemul absorbant, unde se desfăşoară următoarele reacţii chimice [2.12], ponderea principală având-o reacţia (2.56):



$$Mg(OH)_2 + SO_2 \rightarrow MgSO_3 + H_2O\,, \qquad (2.56)$$



$$Mg(OH)_2 + SO_3 \rightarrow MgSO_4 + H_2O\,. \qquad (2.57)$$

Soluţia de sulfit şi sulfat de magneziu este trecută, pentru început, printr-un uscător, unde cea mai mare parte a apei este evaporată. Cristalele, astfel obţinute, sunt tratate termic, într-un cuptor, în care, prin descompunere termică, se regenerează substanţa de bază a absorbantului, conform reacţiilor:



$$MgSO_3 \rightarrow MgO + SO_2\,, \qquad (2.58)$$



$$MgSO_4 \rightarrow MgO + SO_3\,. \qquad (2.59)$$

Oxidul de magneziu se reintroduce în circuitul de tratare a gazelor de ardere, iar gazul rezidual, bogat în SO_2 şi SO_3, este utilizat pentru fabricarea acidului sulfuric.

Instalaţiile tehnologice de desulfurare secundară, umedă, cu compuşi ai calciului, s-au realizat, iniţial, pe bază de CaO, mult mai târziu fiind utilizată suspensia de $Ca(OH)_2$. Experienţa a arătat însă că este mai ieftin să se folosească, ca absorbant, o soluţie sau o suspensie de $CaCO_3$. În această situaţie, secvenţa de reacţii chimice, care asigură desulfurare, este următoarea [2.12, 2.32]:

✓ absorbţia SO_2 şi formarea acidului sulfuros



$$SO_2 + H_2O \rightarrow H_2SO_3\,; \qquad (2.60)$$

✓ oxidarea acidului sulfuros în acid sulfuric



$$H_2SO_3 + 0{,}5 \cdot O_2 \rightarrow H_2SO_4\,; \qquad (2.61)$$

✓ neutralizarea acidului sulfuric şi formarea cristalelor de ghips



$$H_2SO_4 + CaCO_3 + H_2O \rightarrow CaSO_4 \cdot 2H_2O + CO_2\,. \qquad (2.62)$$

După absorbţia SO_2 şi formarea H_2SO_3, reacţiile chimice pot evolua şi conform următoarei secvenţe, rezultatul fiind, însă, acelaşi [2.32]:

✓ neutralizarea acidului sulfuros şi formarea sulfitului de calciu



$$CaCO_3 + H_2SO_3 \rightarrow CaSO_3 + CO_2 + H_2O\,; \qquad (2.63)$$

✓ oxidarea sulfitului de calciu şi formarea cristalelor de ghips



$$CaSO_3 + \tfrac{1}{2} O_2 + 2H_2O \rightarrow CaSO_4 \cdot 2H_2O\,. \qquad (2.64)$$

Schema de principiu a procesului tehnologic de desulfurare a gazelor de ardere, cu absorbant pe bază de $CaCO_3$, este redată în figura 2.28 [2.12].

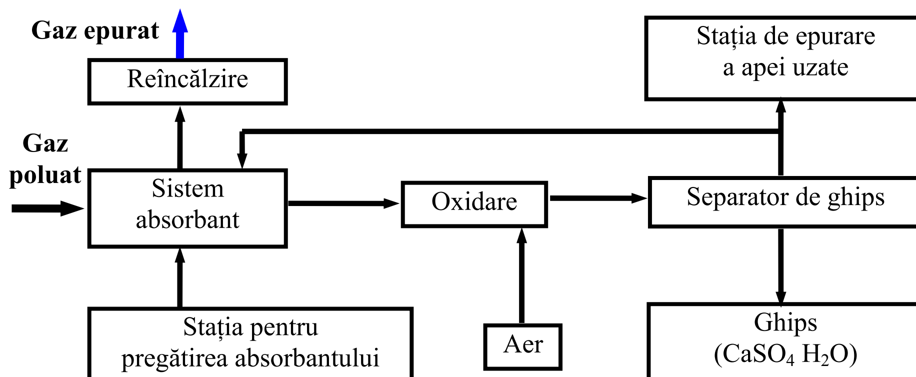


Fig. 2.28. Schema de principiu a fluxului tehnologic de deulfurare umedă a gazelor de ardere prin intermediul unui absorbant pe bază de compus calcic.

Înainte de a fi introduse în turnul de absorbție, gazele de ardere sunt desprăfuite.

La intrarea în sistemul absorbant, există o zonă de răcire, în care gazele se răcesc, de la temperatura ridicată, cu care ies din preîncălzitorul regenerativ, la temperatura de saturație. Această răcire este realizată prin intermediul unui flux de apă de proces, fin pulverizată, prin intermediul unui sistem de injectare.

În continuare, gazele trec în zona principală de spălare, unde este pulverizată soluția absorbantă. Picăturile mari sunt reținute de separatoare grosiere, iar aerosolii sunt reținuți în separatoare fine.

După reîncălzire, gazele de ardere sunt evacuate la coşul de fum.

Stația de preparare a absorbantului asigură amestecul continuu dintre pulberea de piatră de var şi apă, asigurând, în acelaşi timp, dozarea neutralizantului, în funcție de procentul de SO_2 din gazele de ardere.

Oxidarea $CaSO_3$, la $CaSO_4$, are loc în zona de oxidare, integrată, de obicei, în turnul de absorbție. În această zonă se insuflă un flux de aer. Suspensia de ghips este vehiculată spre un hidrociclon, unde are loc un proces fizic de concentrare, până la obținerea unui conținut de materii solide de 40 ÷ 60 %. Simultan, se obține şi o fracționare a fazei solide, funcție de mărimea particulelor. Filtrele, instalate după hidrociclon, au rolul de separare a apei reziduale, până la o concentrație de maximum 10 %. În aceste filtre, ghipsul este spălat cu apă, pentru reducerea conținutul de clor, până la nivelul normelor de calitate, privind comercializarea ghipsului.

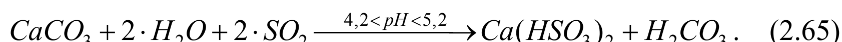
Câteva exemple de utilizare a procedeului de desulfurare umedă, cu absorbanți alcalino-pământoşi, sunt date în cele ce urmează.

Procedeul SHU (Saarberg-Hölter Umwelttechnik Gmbh)

Procedeul **SHU** este adecvat asocierii la acele unități de combustie la care conținutul de SO_2 în gaz este ridicat (cuprins în gama 20 ÷ 100 %) şi utilizează, ca mediu absorbant, o soluție de $CaCO_3$.

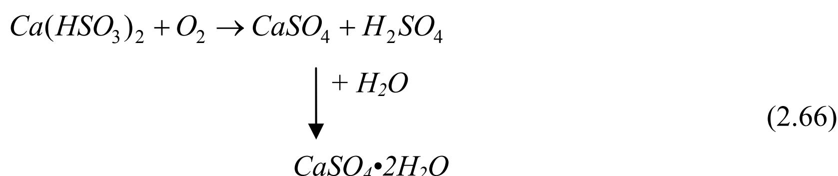
Originalitatea procedeului rezidă din realizarea oxidării bisulfitului de calciu ($Ca(HSO_3)_2$) în sulfat de calciu ($CaSO_4$), menţinând un caracter acid al mediului absorbant, pH = 4,2 ÷ 5,2 [2.4]. Soluţia de spălare a gazului este un amestec de $CaCO_3$ şi acid formic. Acidul formic este introdus tocmai pentru a da un uşor caracter acid soluţiei absorbante, fapt care determină atât creşterea solubilităţii $CaCO_3$, cât şi a $Ca(HSO_3)_2$ [2.4, 2.36].

SO_2 reacţionează cu absorbantul, formând, într-o primă etapă, bisulfit de calciu, conform reacţiei



$$CaCO_3 + 2\cdot H_2O + 2\cdot SO_2 \xrightarrow{4,2<pH<5,2} Ca(HSO_3)_2 + H_2CO_3\,. \quad (2.65)$$

Pentru a oxida bisulfitul de calciu la sulfat de calciu, precipitat sub formă de ghips, se poate utiliza oxigenul existent în gazele de ardere sau se poate injecta un flux de aer, la baza scruberului. Injectarea unui debit suplimentar de aer face să crească concentraţia oxigenului, fapt care favorizează conversia sulfiţilor în sulfaţi. În aceste condiţii, se desfăşoară următoarele reacţii [2.12]:



$$Ca(HSO_3)_2 + O_2 \rightarrow CaSO_4 + H_2SO_4 \xrightarrow{+H_2O} CaSO_4\bullet 2H_2O \quad (2.66)$$

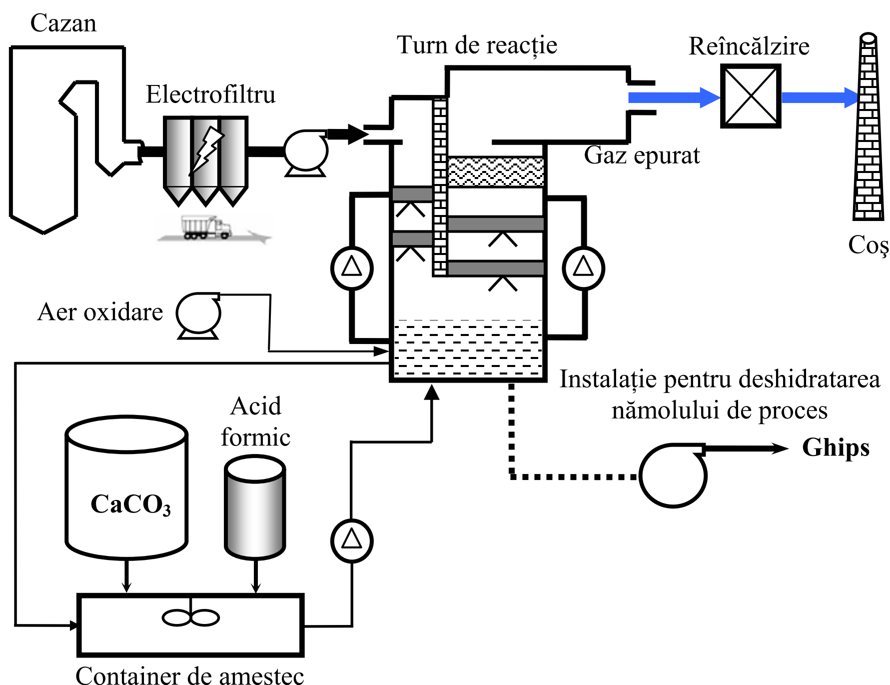


Fig. 2.29. Schema de principiu a procedeului SHU

O distribuție convenabilă a cristalelor de $CaSO_4 \bullet 2H_2O$ este asigurată atât prin oxidarea, în mediu uşor acid, cât şi prin controlul dimensiunilor cristalelor de germinare (25 ÷ 50 μm şi un raport lungime/diametru = 2) [2.4].

În cazul în care ghipsul, obținut ca produs final de reacție, nu este valorificat, o uscare parțială a acestuia poate fi realizată într-un filtru cu tambur rotativ, sub vid. Dacă, însă, ghipsul este destinat comercializării, atunci, după o spălare, prin care se elimină clorurile, acesta este uscat, în uscătoare centrifugale sau în filtre cu bandă.

Procedeul SULZER

Sistemele de desulfurare secundară umedă, realizate pe baza acestui procedeu, sunt sisteme de tip multietaj, cu următoarele trepte [2.4]:

- ✓ răcirea gazelor, prin schimbul de masă realizat de un răcitor cu injecție;
- ✓ eliminarea metalelor grele, prin intermediul unei soluții acide;
- ✓ absorbție HCl, HF şi SO_3;
- ✓ absorbție SO_2.

Schema de principiu a unei instalații **SULZER** este dată în figura 2.30 [2.4].

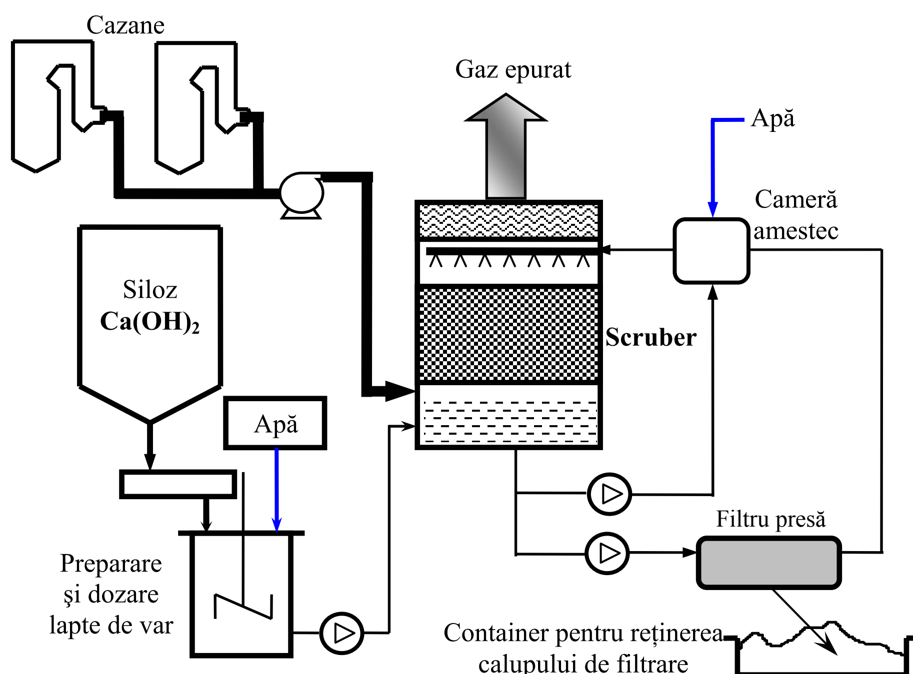


Fig. 2.30. Schema de principiu a procedeului SULZER, pentru desulfurarea umedă a gazelor.

Reziduurile lichide, rezultate în urma tratării gazelor de ardere, sunt procesate, suplimentar, pentru separarea pulberilor, metalelor grele, fluorurilor şi sulfaților.

Caracteristicile apei rezultate, după această filtrare, sunt următoarele [2.4]:

- ✓ pH cuprins între 5,5 şi 8,5 (de la neutru la bazic);
- ✓ temperatura mai mică de 30 ^{o}C;
- ✓ conţinut de material în suspensie mai mic de 90 mg/l;
- ✓ conţinut de metale grele mai mic de 15 mg/l.

Procedeul CHEMICO şi procedeul GRILLO AGS

Aceste procedee au la bază spălarea gazelor de ardere într-o suspensie de magneziu. SO_2, obţinut în stadiul de regenerare a magneziului, este diluat şi trebuie oxidat, la H_2SO_4, fapt care limitează interesul asupra acestor procedee [2.4].

Procedeul CHIYODA THOROUGHBREAD

SO_2 este captat prin spălarea cu H_2SO_4 diluat, iar, printr-o oxidare ulterioară, H_2SO_3, rezultat din reacţiile chimice, este transformat în H_2SO_4. Purja este neutralizată prin adaos de var, obţinându-se, astfel, ghips comercializabil [2.4].

Procedeul Bechtel Corporation

Această tehnică este proiectată şi realizată de compania americană Bechtel, deosebirea esenţială, în raport cu toate celelalte tehnici umede prezentate, fiind aceea că instalaţiile Bechtel nu sunt echipate cu scruber [2.19, 2.39], funcţionarea acestora fiind în conformitate cu schema de principiu, redată în figura 2.31.

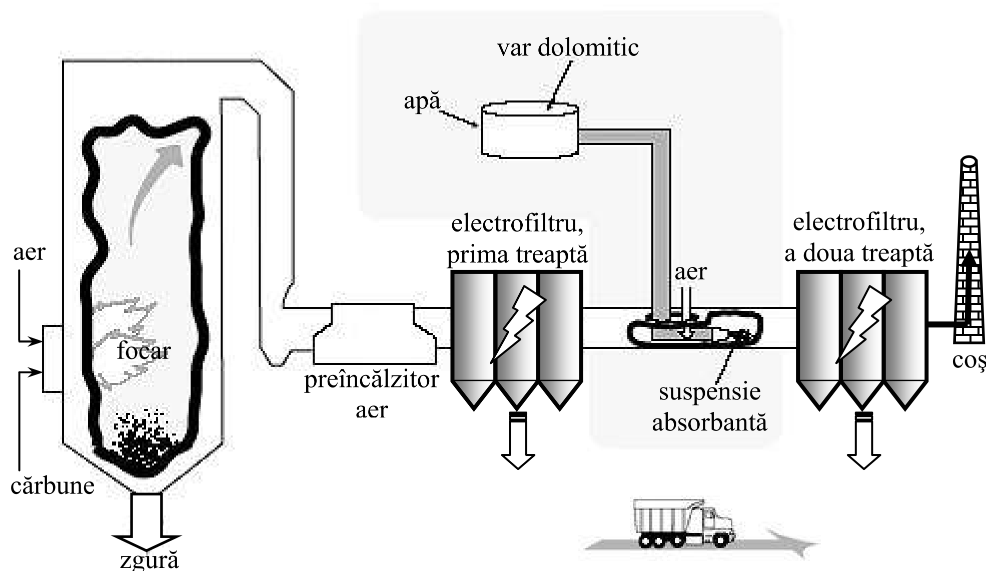


Fig. 2.31. Reprezentare schematică a tehnicii de desulfurare umedă Bechtel Corporation.

Instalațiile de acest tip sunt simple, atâta timp cât nu sunt echipate cu scruber, mici modificări fiind necesare doar la nivelul tubulaturii de gaze de ardere, în zona din aval de preîncălzitoarele de aer. În aceste condiții, costurile de investiție sunt reduse, nedepăşind 30 $/kW, în cazul echipării unei centrale cu puterea instalată de 500 MW_e, în care se arde cărbune sulfuros (4 %).

Mediul absorbant este o suspensie de var dolomitic sau calcic, foarte fin pulverizată, în centrul canalului de gaze de ardere. Duzele de pulverizare sunt astfel proiectate încât să formeze un con de particule fine de absorbant.

Odată cu deplasare şi expandarea jetului de absorbant, gazele de ardere, din centrul jetului conic, se răcesc, SO_2 fiind rapid absorbit de picăturile de lichid. După amestecarea picăturilor cu gazele fierbinți, către exteriorul jetului conic, apa se evaporează. Uscarea rapidă împiedică formarea de aglomerări de particule solide, în interiorul tubulaturii de gaze, şi facilitează colectarea particulelor, în electrofiltrul final al instalației.

Injectarea absorbantului poate fi realizată între preîncălzitoarele de aer şi electrofiltrul cazanului. Pentru a reduce tendința de ancrasare a duzelor sistemului, este preferabilă utilizarea unui electrofiltru cu două trepte, injectarea realizându-se după prima treaptă de separare a particulelor.

La o temperatură a gazelor de ordinul a 150 ÷ 155 ^oC şi o durată de rezidență de 2 secunde, gradul de desulfurare atinge nivelul de 50 %, la un debit de 200 ÷ 220 l/min de suspensie 9 % var dolomitic, pentru un grup având puterea de 150 MW_e, la sarcină nominală a acestuia [2.39]. Asigurarea duratei de rezidență necesare unei desulfurări corespunzătoare implică utilizarea unei lungimi, de aproximativ 30 m, din tubulatura de evacuare a gazelor de ardere.

Parametrul care influențează, esențial, gradul de desulfurare este debitul de soluție absorbantă, acesta asigurând atât cantitatea de substanță activă, cât şi funcționarea la temperatura optimă de neutralizare a SO_2. Creşterea concentrației soluției, peste 8 ÷ 10 %, nu determină o creştere apreciabilă a gradului de desulfurare. Cantitatea de substanță activă, necesară, este într-un raport molar CaO/SO_2 sau $CaO{\cdot}MgO/SO_2$ de aproximativ 2 ÷ 2,5 unități relative, în condițiile unei rate de utilizare a absorbantului de 40 ÷ 50 % [2.39].

2.3.3.6. Tehnici umede avansate

Tehnologiile bazate pe procedeul umed avansat utilizează o suspensie de $CaCO_3$, ca mediu absorbant, păstrând, astfel, avantajele utilizării unui absorbant ieftin şi disponibil în cantități foarte mari.

Reacțiile chimice ale secvenței de desulfurare sunt identice cu acelea care au loc în schemele de tratare ale procedeelor umede clasice, fie de tipul (2.60) ÷ (2.62), fie de tipul (2.60) şi (2.63), (2.64) [2.32].

Tehnicile umede clasice, care funcționează cu absorbanți calcici, au, ca element principal al fluxului de tratare, camere de reacție verticale, în care gazele de ardere circulă în contracurent cu suspensia absorbantă. Astfel, fluxul de gaze tratat, pentru un

grad de desulfurare impus, este limitat de caracteristicile transferului de masă din sistem, fapt care conduce la creşterea semnificativă a secţiunii transversale a scruberului.

Sărurile rezultate sunt evacuate pe la baza scruberului, sub formă de levigat, care este stocat, după o uscare parţială, implicând ocuparea unor suprafeţe importante de teren. De asemenea, potenţialul de colmatare şi ancrasare a scruberelor clasice şi a tubulaturii este ridicat, efect al prezenţei, în componenţa absorbantului recirculat, a două săruri ale calciului: $CaSO_3$ şi $CaSO_4$. Ultimul dezavantaj al instalaţiilor clasice determină, în mod implicit, alte dezavantaje, legate de necesitatea scoaterii, relativ frecvente, din funcţiune, pentru efectuarea mentenanţei. În multe aplicaţii industriale, este chiar necesară instalarea unui scruber de rezervă, dimensionat astfel încât să preia, temporar, întregul debit de gaze tratate de o unitate de spălare de bază [2.32, 2.33].

Tehnicile avansate, de tip umed, presupun utilizarea unei instalaţii unice, foarte eficiente, în care se desfăşoară toate etapele procesului de tratare umedă:

- ✓ răcirea şi precondiţionarea gazelor de ardere,
- ✓ absorbţia poluanţilor,
- ✓ oxidarea principalului produs al reacţiilor, până la stadiul de sulfat.

În plus, aceste instalaţii sunt echipate cu separatoare de ghips, ce furnizează un produs direct comercializabil, şi sisteme de evaporare a apei uzate, fără consum suplimentar de energie, acestea recuperând căldura reziduală a gazelor de ardere, înainte de intrarea acestora în fluxul de tratare.

Schema de principiu a tehnologiilor umede avansate este redată în figura 2.32 [2.32, 2.33, 2.35, 2.36].

Prima etapă a tratării gazelor se desfăşoară la nivelul evaporatorului (1), în care gazele de ardere sunt răcite, iar reziduurile din apa uzată sunt reţinute. Suspensia solidă din gazele de ardere, formată din cenuşă zburătoare şi reziduuri solide, rezultate în urma evaporării apei uzate, este colectată în electrofiltrul instalaţiei (2), după care, gazele desprăfuite sunt dirijate către instalaţia de tratare complexă (3).

În partea superioară a coloanei verticale a turnului de reacţie, gazele de ardere sunt răcite şi umezite, prin injectare de apă (4), după care intră în zona cu umplutură a scruberului (5), în care are loc prima etapă de absorbţie a SO_2, în suspensia de $CaCO_3$.

După parcurgerea zonei cu umplutură, gazele intră într-o zonă de calmare (9), de dimensiuni relativ mari, situată deasupra lichidului din rezervorul de absorbant (7). În rezervorul de bază, acizii reziduali reacţionează cu absorbantul proaspăt, fiind, practic, complet neutralizaţi. Gazele, astfel epurate, intră în zona finală a camerei de reacţie, sunt spălate, într-un flux de apă curată, trecute printr-un separator de picături (10) şi pot fi evacuate.

În rezervorul de preparare a absorbantului se introduce, fără o tratare prealabilă, pulbere de $CaCO_3$. Omogenitatea suspensiei absorbante este asigurată de un sistem de amestecare continuă (8), prin care se introduce debitul de apă, necesar preparării suspensiei, şi un flux de aer, ce menţine soluţia într-o turbulenţă accentuată. În plus, fluxul de aer asigură oxidarea $CaSO_3$, la $CaSO_4$, chiar la nivelul bazinului de preparare a sus-

pensiei absorbante.

În mod continuu, o anumită cantitate din amestecul de faze, existent la baza reactorului, este extrasă, urmând a fi procesată, în sistemul de centrifugare a ghipsului (11). La nivelul acestei instalații, levigatul este, pentru început, uscat parțial. Urmează o nouă spălare, cu apă proaspătă, pentru eliminarea compuşilor clorului, şi, în final, procesat într-un separator centrifugal. Apa clară, rezultată în urma centrifugării, este returnată în rezervorul de preparare a absorbantului, iar apa uzată este dirijată către sistemul de evaporare (1).

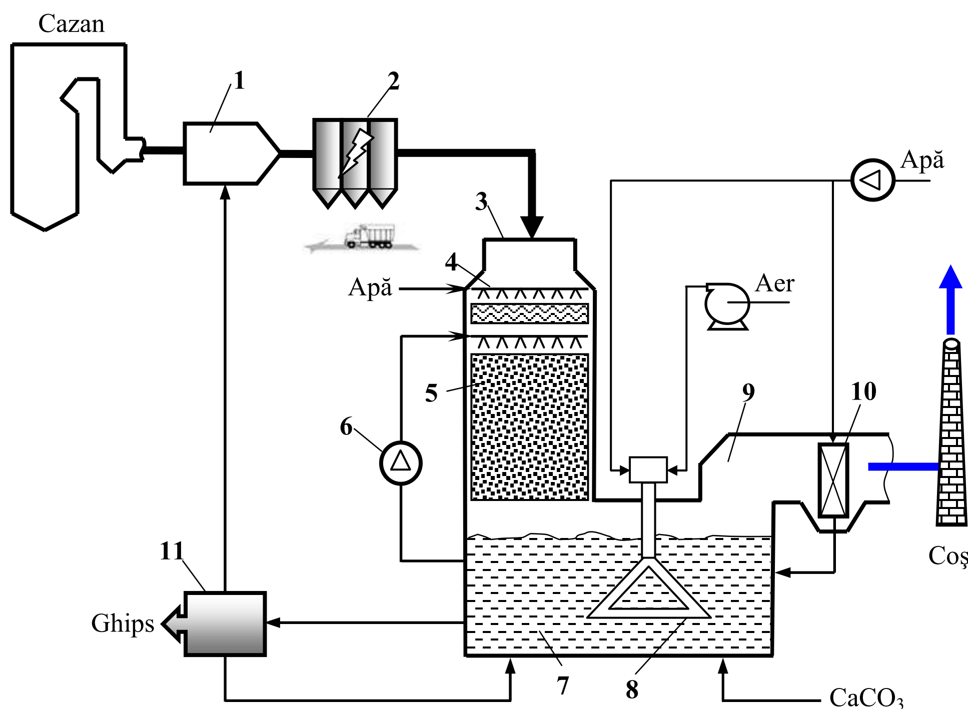


Fig. 2.32. Schema de principiu a procedeului umed avansat:
1 – sistem evaporare apă uzată; 2 – electrofiltru; 3 – scruberul sistemului avansat; 4 – zona de răcire şi umidificare a gazelor de ardere; 5 – zona cu umplutură; 6 – pompe recirculare absorbant; 7 – rezervor de absorbant şi zonă de definitivare a reacțiilor principale; 8 – dispozitive de amestec şi de injectare aer oxidare; 9 – zona de calmare a gazelor ; 10 – zonă de spălare finală şi de separare a picăturilor; 11 – sistem de centrifugare a ghipsului.

Acest tip de tehnologie prezintă o serie de avantaje, în raport cu tehnologiile secundare clasice, de tip umed, precum:

- ✓ circulația echicurent, a celor două faze, permite utilizarea unor viteze mai mari de curgere a gazelor, de până la 6 m/s, astfel încât, la acelaşi debit de gaze de tratat, poate fi redusă secțiunea de trecere a coloanei verticale a reactorului, rezultând, astfel, instalații mai compacte;

- ✓ distribuirea nepresurizată a suspensiei absorbante, deasupra umpluturii reactorului, rezultat al circulației echicurent, are ca efect reducerea, cu până la 30 %, a consumului de energie electrică al pompelor de recirculare a absorbantului (6) [2.36];
- ✓ prin faptul că absorbantul nu este fin pulverizat, se reduce, cu până la 95 %, concentrația de particule fine de lichid, antrenate de gazele tratate, fapt ce permite reducerea dimensiunilor şi încărcării separatorului de picături [2.30, 2.32, 2.34];
- ✓ tehnica de preparare a absorbantului, direct în rezervorul reactorului, determină o reducere a necesarului de echipament, în etapa premergătoare tratării (silozuri de stocare, bazine de amestec, pompe, tubulatură de vehiculare şi repartiție);
- ✓ sistemul combinat de amestecare şi oxidare conduce la creşterea performanțelor reactorului;
- ✓ prin evaporarea apei uzate, se realizează un foarte bun control al emisiei de compuşi ai clorului;
- ✓ costurile de investiție şi suprafața ocupată, de sistemele din această categorie, sunt cu aproximativ 50 % mai mici decât acelea corespunzătoare sistemelor umede clasice [2.30, 2.33, 2.43].

Toate aceste avantaje fac să crească gradul de desulfurare, chiar până la 94 ÷ 98 % [2.32, 2.33, 2.36], şi eficiența globală a tratării, în condițiile în care disponibilitatea instalației este de ordinul a 99,5 % (calculată la 26300 ore de funcționare) [2.36]. La un asemenea nivel al disponibilității, nu sunt necesare reactoare de rezervă, ca în cazul tehnologiilor clasice.

2.3.3.7. Tehnici hibride de tip uscat

Tehnicile hibride de desulfurare sunt, în majoritatea situațiilor, rezultatul combinării unui procedeu intracombustie cu un procedeu secundar. Practic, în toate aplicațiile industriale, procedeul secundar este unul de tip cvasiuscat.

Exemplul tipic de tehnologie hibridă este tehnologia **LIFAC** (*Limestone Injected into the Furnace with Activation of Untreated Calcium Oxide*), dezvoltată de compania Tampella Oy Power Corporation, din Finlanda, începând din anii 1990. Ulterior, această tehnologie a fost aplicată, pe scară largă, pentru centrale termoelectrice din SUA, Canada, China şi Rusia [2.2, 2.6, 2.30, 2.37, 2.44, 2.45].

În etapa intracombustie, pulberea foarte fină de $CaCO_3$ este injectată, pneumatic, în partea superioară a focarului, într-o zonă a acestuia în care temperatura gazelor de ardere este cuprinsă între 1000 ÷ 1100 ^oC. Etapele procesului de desulfurare sunt similare procedeului intracombustie, specific arderii cărbunelui pulverizat (§ 2.3.2.1):

- ✓ calcinarea pulberii de $CaCO_3$, cu obținere de CaO;
- ✓ neutralizarea SO_2 şi SO_3, cu obținere de $CaSO_3$;
- ✓ oxidarea $CaSO_3$ la $CaSO_4$, conform reacțiilor (2.20) ÷ (2.24).

Spre deosebire de procedeul clasic, reacțiile sunt astfel conduse încât gradul de

desulfurare, în această etapă, să nu depăşească 25 %, faţă de 50 %, atât cât s-ar putea obţine, atunci când etapa intracombustie este unica treaptă de tratare. În acest fel, rezultă, însă, o cantitate mare de CaO nereacţionat, disponibil în etapa postcombustie [2.6, 2.41, 2.45]. Controlul evoluţiei reacţiilor, în acest sens, se realizează prin injectarea pulberii neutralizante într-o zonă a focarului în care temperatura gazelor de ardere este mai mică decât în cazul metodei primare clasice [2.44].

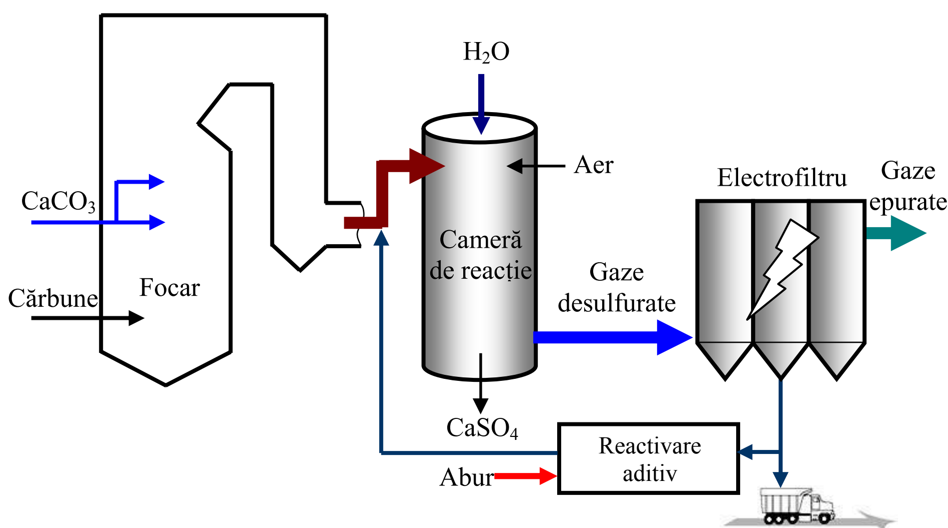


Fig. 2.33. Schema de principiu a procedeului hibrid **LIFAC**

În cea de a doua etapă a tratării, se injectează apă, la nivelul unei camere de reacţie verticale, dispuse între preîncălzitoarele de aer şi electrofiltrul instalaţiei de ardere. În acest fel, CaO este activat, fiind transformat în $Ca(OH)_2$, conform reacţiei



$$CaO + H_2O \rightarrow Ca(OH)_2 \,. \tag{2.67}$$

Injectarea apei determină, în plus, răcirea gazelor, până la un nivel de temperatură la care absorbţia SO_2 este optimă, similar procedeului cvasiuscat (§ 2.3.3.3).

Reacţia de baza, din etapa a doua, este



$$SO_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow CaSO_3 + H_2O \,. \tag{2.68}$$

Dozarea debitului de apă este astfel controlată încât picăturile să se evaporeze către baza camerei de reacţie, energia termică necesară acestui proces fiind conţinută chiar de către gazele de ardere.

Oxidarea pulberii de $CaSO_3$, la $CaSO_4$, se realizează prin injectarea unui flux de aer, care asigură excesul de oxigen, necesar unei cinetici corespunzătoare a reacţiei de oxidare.

Din ambele faze ale procedeului hibrid, rezultă o anumită cantitate de $CaSO_4$ şi

de CaO, sub formă de particule solide, fine, care sunt reţinute, simultan cu cenuşa zburătoare, într-o instalaţie de separare electrostatică sau cu saci.

Atâta timp cât toate aceste suspensii sunt în stare solidă, colectarea lor nu pune probleme deosebite. În plus, prezenţa vaporilor de apă face ca rezistivitatea particulelor să ajungă în domeniul optim separării electrostatice.

Chiar dacă gradul de desulfurare, din etapa a doua, este de 80 ÷ 85 %, o cantitate mare de substanţă neutralizantă, sub formă de CaO şi $Ca(OH)_2$, este colectată, în amestec cu cenuşă zburătoare, de către sistemul de filtrare. Pentru a creşte eficienţa desulfurării, ca şi eficienţa economică globală a sistemului, materialul colectat este dirijat către un reactor de activare, unde, prin injectare de abur, aditivul nereacţionat este separat şi recirculat în sistem, înainte de cea de a doua etapă de tratare. Se crează, astfel, un proces ciclic, de activare şi reciclare a cenuşii. În aceste condiţii, gradul global de desulfurare poate ajunge la 75 ÷ 85 %, cu un consum relativ redus de aditiv (într-un raport molar Ca/S de 2 unităţi relative) [2.44, 2.45].

Parametrii care au cea mai mare influenţă asupra gradului de desulfurare al acestei tehnici sunt:

- ✓ granulaţia particulelor de $CaCO_3$,
- ✓ cantitatea de aditiv,
- ✓ temperatura din etapa a doua de tratare
- ✓ gradul de recirculare a cenuşii.

Prin creşterea fineţii particulelor de aditiv şi a raportului molar Ca/S, se obţine creşterea gradului de desulfurare, aşa cum se poate observa în figura 2.34 [2.44]. Este de remarcat faptul că printr-o granulaţie mică şi relativ uniformă a aditivului se obţine o creştere mai importantă a gradului de desulfurare decât prin mărirea cantităţii de aditiv.

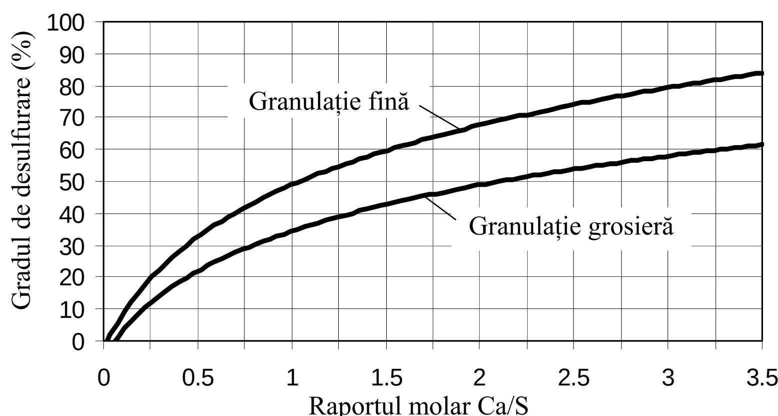


Fig. 2.34. Dependenţa gradului de desulfurare de fineţea aditivului şi de cantitatea de aditiv.

Apropierea funcţionării, în etapa de absorbţie, de temperatura de saturaţie determină creşterea gradului de desulfurare. Totuşi, datorită riscului atingerii punctului de

rouă acidă, cu toate dezavantajele care derivă din aceasta, temperatura de funcționare nu scade sub un nivel mai mare cu 5 ^oC, în raport cu temperatura de saturație. Răcirea accentuată a gazelor poate face necesară reîncălzirea acestora, până la o temperatură de 100 ÷ 105 ^oC, înaintea evacuării.

Recircularea absorbantului nereacționat poate conduce la o creştere cu până la 20 % a gradului de desulfurare, în condițiile reducerii costurilor determinate de prepararea absorbantului şi de depozitarea reziduurilor [2.44].

Costurile de investiție ale sistemelor LIFAC sunt mai mici decât ale tehnicilor cvasiuscate sau umede. Aceste costuri depind de puterea instalată a cazanului, astfel [2.45]:

- ✓ 100 \$/kW – pentru puteri instalate de 65 MW_e;
- ✓ 75 \$/kW – pentru puteri instalate de 150 MW_e;
- ✓ 65 \$/kW – pentru puteri instalate de 300 MW_e.

Din totalul costurilor de funcționare, aproximativ 50 % reprezintă costurile cu achiziționarea şi prepararea calcarului, la o concentrație de 95 % $CaCO_3$ în calcar fiind necesare 4,3 tone de calcar, pentru reținerea unei tone de SO_2, la un grad de desulfurare de 75 % şi un raport molar Ca/S de 2 unități relative. În aceste condiții, costurile de exploatare sunt de aproximativ 65 \$/tona de SO_2 reținut [2.45].

Din cele prezentate anterior, rezultă că avantajele sistemului sunt:

- ✓ utilizarea unui aditiv ieftin şi disponibil în cantități foarte mari;
- ✓ produsele finale sunt în stare uscată, haldabile fără risc de poluare majoră;
- ✓ număr relativ restrâns de echipamente, în fluxul tehnologic de tratare;
- ✓ costuri de investiție şi de exploatare mici, la grade de desulfurare de 70 ÷ 85 %;
- ✓ flexibilitatea mare în exploatare;
- ✓ aplicabilitatea foarte bună pentru retrofitul cazanelor aflate în exploatare, atât datorită costurilor de investiție, cât şi datorită ocupării unui spațiu redus.

Dezavantajele utilizării sistemelor **LIFAC** sunt:

- ✓ existența unei penalități, de până la 3 %, asupra sarcinii cazanului;
- ✓ datorită funcționării cu pudră fină de calcar, este necesară reducerea intervalului de timp dintre două operații consecutive de curățare a țevilor sistemului vaporizator şi a supraîncălzitoarelor, prin insuflarea unui flux de aer cald;
- ✓ această tehnologie nu reține arsenicul din cărbune;
- ✓ în cenuşa colectată se află o anumită cantitate de clorură de metilen.

Aceste dezavantaje, nu sunt atât de importante încât să limiteze utilizarea procedeului, atât pentru instalațiile de ardere a cărbunelui, cât şi a păcurii sulfuroase.

Un exemplu de utilizare a două tehnici de desulfurare, care nu se condiționează reciproc, este acela al centralei termoelectrice St.Andrä, din Austria. Schema de principiu a sistemului de desulfurare este redată în figura 2.35 [2.12], din care pot fi observate cele două etape ale desulfurării, astfel:

- ✓ etapa intracombustie, care constă în injectarea pulberii de $CaCO_3$ în focar, ca şi în

cazul tehnicii clasice, cu funcționare independentă, atingându-se un grad de desulfurare de aproximativ 50 %;

✓ etapa postcombustie, realizată printr-un procedeu cvasiuscat, absorbantul fiind un compus sodic şi nu unul calcic. Din canalul principal de gaze se prelevează, înainte de preîncălzitorul de aer, o parte din gazele de ardere, în care se injectează o soluție de $NaHCO_3$.

Fig. 2.35. Schema de principi a uni instalații mixte de desulfurare:
1 – injectoare pulbere $CaCO_3$ în focar; 2 – bucla de tratare a procedeului secundar; 3 – rezervor stocare $NaHCO_3$; 4 – compresor transport pulbere $NaHCO_3$; 5 – instalație preparare soluție absorbantă; 6 – sistem dozare absorbant; 7 – preîncălzitor de aer; 8 – filtru cu saci.

În cea de a doua etapă, la contactul cu gazele de ardere calde au loc reacțiile:

$$2 \cdot NaHCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O\,, \qquad (2.69)$$

$$Na_2CO_3 + SO_2 + 0{,}5 \cdot O_2 \rightarrow Na_2SO_4 + CO_2\,. \qquad (2.70)$$

În final, sulfatul de sodiu şi cenuşa zburătoare sunt colectate în filtre cu saci.

O asemenea instalație asigură un grad de desulfurare de aproximativ 80 %, în condițiile în care cantitatea totală de aditiv este într-un raport molar Ca/S de aproximativ 2,5 unități relative, iar Na/S de 1,2 unități relative.

Nu toate metodele hibride implică utilizarea unei tehnici intracombustie, combinate cu una postcombustie. Exemplul cel mai edificator de integrare a altor categorii de tehnici este acela al procedeului Electrodynamic Venturi (**EDV**) [2.4, 2.13, 2.26, 2.42].

Acest procedeu combină tehnici secundare de desulfurare cu colectarea suspensiilor din gaz, în instalații mai complexe, însă mult mai eficiente decât metodele de desulfurare uscată, integrate sistemelor de filtrare cu saci (§ 2.3.3.1.❷).

Procedeul EDV a fost imaginat de compania Hitachi Zosen, din Japonia [2.42], echipând, încă din anul 1964, incineratoare de deşeuri menajere. Dezvoltările ulterioare, realizate în colaborare cu societatea LAB S.A, din Franța, au condus la realizarea de instalații industriale pentru tratarea gazelor de ardere, rezultate prin combustia cărbunelui, instalații ce au multiple aplicații în Japonia, Franța, Elveția şi Austria [2.4].

Sistemele EDV rețin atât gazele acide (HCl, HF, SO_3), cât şi pulberile bazice (cenuşa zburătoare). Reținerea simultană a celor două categorii de poluați permite să se profite la maximum de alcalinitatea naturală a cenuşii zburătoare, rezultând, astfel, o economie semnificativă de reactivi alcalini şi o producție mai mică de deşeuri.

La ieşirea din instalațiile de tratare de tip EDV, concentrația poluanților din gazele de ardere este de ordinul a:

- ✓ 50 mg/Nm^3 – pulberi şi
- ✓ 300 mg/Nm^3 – SO_2,

în condițiile reținerii complete a metalelor grele şi a unei mari cantități de compuşi organici şi anorganici ai clorului [2.4, 2.42].

Instalațiile pot fi proiectate şi pentru funcționarea la încărcături mai mici de particule solide, caz în care sunt amplasate în aval de electrofiltre. Într-o asemenea aplicație industrială, electrofiltrelor nu li se mai impun condiții foarte stricte, în ceea ce priveşte gradul de separare, mai ales pentru particulele foarte fine.

Principial, în acelaşi flux tehnologic, se desfăşoară următoarele procese fizicochimice:

- ✓ spălarea umedă a gazelor, cu sau fără neutralizant,
- ✓ destindere adiabatică,
- ✓ ionizarea particulelor
- ✓ separarea electrostatică a mediilor polifazice.

Aceste procese au loc în principalele module ale sistemului EDV (figura 2.36): coloana de absorbție şi desprăfuire (1), colectorul de particule de tip Venturi (2), coloana de absorbție (5) şi separatorul electrostatic (7, 8).

Gazele de ardere, eventual parțial desprăfuite, sunt introduse în coloana de absorbție şi desprăfuire, unde sunt răcite, rapid, de către soluția de $Ca(OH)_2$. Concentrația acestei soluții este de 5 ÷ 10 %.

Particulele mari sunt antrenate, de către picăturile de soluție absorbantă, către rezervorul amplasat la baza coloanei. Simultan cu desprăfuirea, are loc şi un proces de neutralizare rapidă a gazelor acide, foarte active, aşa cum sunt HCl, HF şi SO_3, precum

şi reţinerea parţială a emisiei de SO_2.

Soluţia neutralizantă este recirculată, laptele de var proaspăt fiind introdus în circuitul de absorbant, într-o cantitate care să menţină pH-ul soluţiei în limitele 1,5 ÷ 2,5 [2.42].

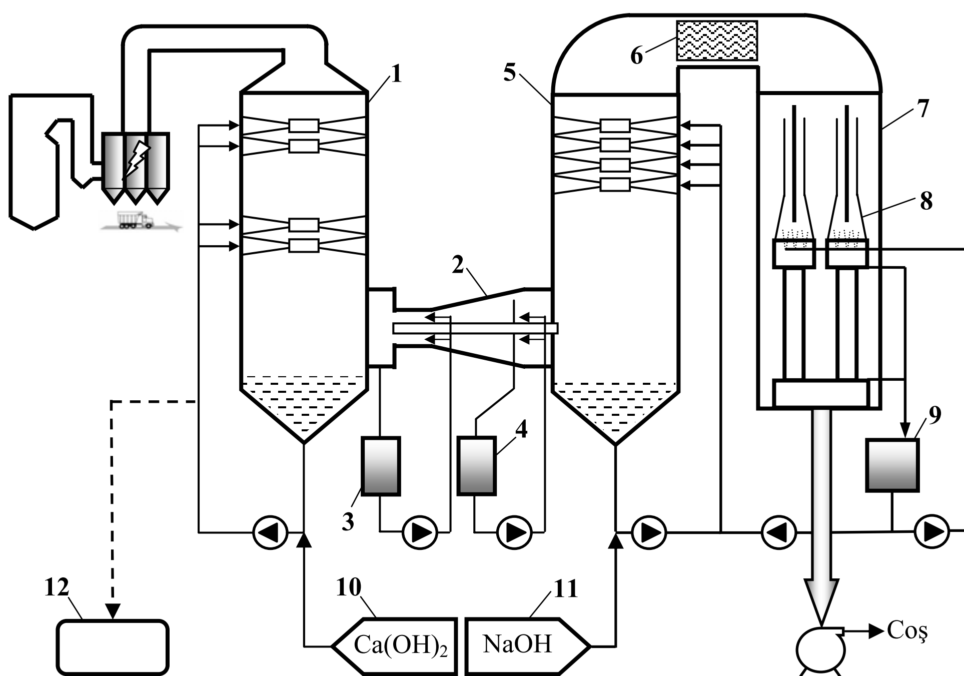


Fig. 2.36. Schema de principiu a sistemului de tratare hibridă **EDV**:
1 – Coloană de absorbţie şi desprăfuire; 2 – colector de particule de tip Venturi; 3, 4 – recipiente colectoare şi decantoare; 5 – coloană de absorbţie; 6 – separator picături; 7 – camera separatorului electrostatic; 8 – module de electrofiltru; 9 – rezervor apă; - 10, 11 - staţii preparare absorbant, pentru prima şi pentru a doua etapă de tratare; 12 – staţie tratare apă uzată.

O anumită cantitate din soluţia colectată este, în mod continuu, dirijată către staţia de epurare a apei uzate, tratarea implicând următoarele procese [2.4]:

- ✓ omogenizarea şi neutralizarea suplimentară;
- ✓ coagularea, prin adaosul de clorură ferică şi de polielectrolit;
- ✓ decantarea, în urma căreia se obţine levigatul şi o cantitate de apă curată;
- ✓ deshidratarea levigatului, prin filtrare-presare, până la obţinerea unui calup solid, stabil chimic şi care poate fi depozitat, fără risc de impact major la mediu.

La ieşirea din coloana de absorbţie – desprăfuire, gazele sunt dirijate către colectorul de particule fine (2), de tip Venturi. În acesta, sunt reţinute şi evacuate particulele fine de cenuşă zburătoare şi de absorbant, care nu au putut fi colectate în electrofiltru şi, cu atât mai puţin, în coloana precedentă. Prin destindere adiabatică, particulele sunt

acoperite cu condens şi colectate de jeturi de apă, dispuse atât la intrarea, cât şi la ieşirea colectorului Venturi. Apa, necesară colectării particulelor, este recirculată, prin intermediul unor pompe şi a unor recipiente de colectare – decantare (3, 4).

La ieşirea din colectorul Venturi, conținutul de suspensii în gaz este foarte redus, însă concentrația de SO_2 este inadmisibil de mare pentru evacuarea acestuia în atmosferă. Pentru a se reduce emisia de SO_2, gazele sunt tratate într-o coloană de absorbție, eficiența ridicată a desulfurării, la acest nivel, fiind determinată, în principal, de utilizarea unui absorbant foarte activ, soluție 10 % NaOH în apă [2.42] şi de fina pulverizare a absorbantului în fluxul de gaze.

Datorită tratării umede, din coloana de absorbție, gazele de ardere antrenează picături de absorbant, fiind necesară trecerea gazelor printr-un separator de picături (6), înaintea separării finale a fazelor, la nivelul filtrului electrostatic.

Separatorul electrostatic este format din mai multe module, în care este procesat amestecul de gaz şi apă, la saturație. Prin separare electrostatică, sunt reținute particulele foarte fine de apă, simultan cu compuşii organici şi anorganici ai clorului, precum şi particulele fine de metale grele.

Concentrația ridicată de compuşi ai sodiului (NaCl şi NaOH), dizolvați în soluția de spălare, face să crească conductivitatea particulelor, până într-un domeniu în care separarea electrostatică, uscată, poate deveni dificilă, datorită pierderii rapide a sarcinii electrice acumulate de către particule. Totuşi, se poate obține un grad mare de separare a particulelor fine, prin realizarea modulelor electrofiltrante în sistem Venturi, de tip umed. Chiar şi în aceste condiții, trebuie acordată o atenție deosebită dimensionării duzelor de injectare a absorbantului şi presiunii de injectare a acestuia, care determină, în final, dimensiunea dominantă a particulelor ce se află în suspensie, în gazele de ardere. De asemenea, este important să fie dimensionate corespunzător modulele de separare şi să se adopte un nivel adecvat al tensiunii de alimentare a modulelor electrofiltrante [2.26].

Avantaje precum construcția compactă, tratarea simultană a mai multor poluanți şi eliminarea metalelor grele din gazele de ardere, recomandă sistemele EDV pentru utilizarea lor, pe scară tot mai largă, în termoenergetică.

În [2.8, 2.17] sunt prezentate posibilități de realizare a unor sisteme hibride de desulfurare şi filtrare, în care etapa postcombustie de desulfurare se realizează la nivelul unor filtre cu saci [2.17] sau la nivelul unor filtre ceramice [2.8]. Fiecare dintre aceste tehnici are avantajul reducerii costului de investiție, prin integrarea a două etape de tratare, la nivelul unui singur echipament, fără însă a ajunge la nivelul de eficiență al sistemelor EDV.

2.4. Exemplu de calcul

Aplicarea metodologiei de evaluare a emisiilor de SO_2 şi de pulberi în suspensie, pentru cazul instalării unui sistem de tratare la o instalație de combustie existentă,

implică etapele de calcul redate în exemplul următor [2.12].

La sarcina sa nominală, cazanul CR 12, instalat într-o zonă urbană, consumă B = 3528 kg/h păcură, având puterea calorifică inferioară H_i = 39500 kJ/kg şi un conţinut de sulf, în combustibil, S_c = 3,35 %. Trebuie determinat consumul preliminat de substanţă activă, necesară reducerii conţinutului de SO_2, din gazele de ardere, sub valoarea limită de 1700 mg/Nm^3, etapa intermediară a algoritmului de calcul constând în determinarea emisiei de SO_2 a instalaţiei de ardere. Volumul de gaze uscate, raportat la cantitate de combustibil ars este V_{gu} = 10,23 Nm^3/kg, la o concentraţie a oxigenului în gazele de ardere $O_{2\,ref}$ = 3 %.

Un posibil mod de rezolvare a unei asemenea probleme este prezentat în caseta 2.1.

Caseta 2.1. Exemplu de evaluare a emisiei de SO_2 şi a necesarului de substanţă neutralizantă

Puterea termică a cazanului este

$$P_t = B \cdot H_i = \frac{3528}{3600} \cdot 39500 = 38{,}71\ MW.$$

Deoarece combustibilul ars este lichid, iar puterea este mai mică de 300 MW, conform Ordinului 462/1993, privind limitarea emisiilor de poluanţi ale instalaţiilor de ardere, rezultă că emisia admisibilă de SO_x este de 1700 mg/Nm^3, exprimată în echivalent SO_2.

Debitul de SO_2 se calculează cu relaţia

$$m_{SO_2} = 20 \cdot S_c \cdot B \cdot (1-\eta') \cdot (1-\eta'') = 20 \cdot 3{,}35 \cdot \frac{3528}{3600} \cdot 1 \cdot 1 = 65{,}66\ g/s = 236{,}37\ kg/h.$$

Concentraţia de SO_2 în gazele de ardere uscate este

$$C_{SO_2} = \frac{m_{SO_2}}{B \cdot V_{gu}} = \frac{65660}{\frac{3528}{3600} \cdot 10{,}23} = 6549\ mg/Nm^3.$$

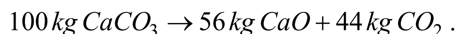
Se observă că valoarea rezultată din calcul, pentru concentraţia de SO_2 din gazele uscate, este mai mare decât valoarea limită recomandată.

Dacă se adoptă tehnologia de desulfurare LIFAC, injectând pulberea de carbonat de calciu, prin orificiul existent în fereastra de ieşire a gazelor de ardere din focar, unde temperatura este t_{g0} = 1030 ^oC, carbonatul de calciu calcinează, oxidul de calciu, astfel obţinut, intrând în reacţie cu SO_2. Cantitativ, reacţia de descompunere a $CaCO_3$ în CaO şi CO_2 poate fi scrisă sub forma



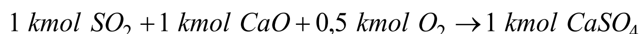
$$1\ kmol\ CaCO_3 \rightarrow 1\ kmol\ CaO + 1\ kmol\ CO_2$$

sau



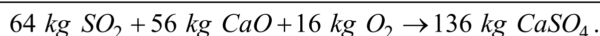
$$100\,kg\,CaCO_3 \rightarrow 56\,kg\,CaO + 44\,kg\,CO_2\ .$$

În mod similar, reacţia chimică de formare a $CaSO_4$ anhidru este



$$1\ kmol\ SO_2 + 1\ kmol\ CaO + 0{,}5\ kmol\ O_2 \rightarrow 1\ kmol\ CaSO_4$$

sau


$$64\ kg\ SO_2 + 56\ kg\ CaO + 16\ kg\ O_2 \rightarrow 136\ kg\ CaSO_4.$$

Rezultă, astfel, că pentru legarea a 64 kg de SO_2 sunt necesare 100 kg de $CaCO_3$, respectiv pentru legarea a 236,37 kg/h de SO_2 va fi nevoie de

$M_{CaCO_3} = \frac{236{,}37}{64} \cdot 100 = 369{,}32\ kg/h$ carbonat de calciu, din care va rezulta

$M_{CaSO_4} = \frac{236{,}37 \cdot 136}{64} = 502{,}28\ kg/h$ sulfat de calciu anhidru.

Dacă se acceptă că, la un raport molar Ca/S = 1,75, în prima fază, randamentul desulfurării uscate este η_1 = 0,40, iar în a doua fază, atunci când se face injectarea de apă sau abur în reactor, randamentul este η_2 = 0,7, atunci bilanțul masic al SO_2 va fi:
- debitul de SO_2 reținut în focar

$$\left(m_{SO_2}\right)_F = \eta_1 m_{SO_2} = 0{,}40 \cdot 236{,}37 = 94{,}548\ kg/h;$$

- debitul de SO_2 reținut în reactor

$$\left(m_{SO_2}\right) = \eta_2\left[m_{SO_2} - \left(m_{SO_2}\right)_F\right] = 0{,}7 \cdot [236{,}37 - 94{,}548] = 99{,}2754\ kg/h.$$

Ca urmare, concentrația de SO_2 din gazele de ardere uscate, care ies pe coşul de fum, la un conținut de oxigen O_{2ref} = 3 %, va fi

$$\left(C_{SO_2}\right)_{CF} = \frac{\left(m_{SO_2}\right)_{CF} \cdot 10^6}{BV_{gu}} = \frac{42{,}5466}{3528 \cdot 10{,}23} = 1178{,}85\ mg/Nm^3.$$

Pentru un raport molar Ca/S = 1,75, în focar se introduce următorul debit de carbonat de calciu

$$\left(M_{CaCO_3}\right)_F = 1{,}75 \cdot M_{CaCO_3} = 1{,}75 \cdot 369{,}32 = 646{,}3\ kg/h.$$

Corespunzător, se calculează debitul de oxid de calciu

$$M_{CaO} = 0{,}56 \cdot \left(M_{CaCO_3}\right)_F = 361{,}9336\ kg/h,$$

şi debitul de dioxid de carbon

$$M_{CO_2} = 0{,}44 \cdot \left(M_{CaCO_3}\right)_F = 284{,}3764\ kg/h.$$

Din debitul de CaO, obținut prin calcinare în focar, o parte se combină, chiar în focar, cu SO_2, şi anume

$$\left(M_{CaO}\right)_F = \frac{\left(m_{SO_2}\right)_F \cdot 56}{64} = \frac{94{,}548 \cdot 56}{64} = 82{,}7295\ kg/h,$$

iar în reactor

$$\left(M_{CaO}\right)_R = \frac{\left(m_{SO_2}\right)_R \cdot 56}{64} = \frac{99{,}2754 \cdot 56}{64} = 86{,}8660\ kg/h.$$

Rămâne nereacționat şi se elimină spre electrofiltru, sub formă de praf, următorul debit

de CaO

$$\left(M_{CaO}\right)_{EF} = M_{CaO} - \left(M_{CaO}\right)_F - \left(M_{CaO}\right)_R = 192{,}3381\ kg/h\ .$$

În urma reacţiilor chimice, se formează următoarele debite de $CaSO_4$:

- în focar

$$\left(M_{CaSO_4}\right)_F = \frac{\left(m_{SO_2}\right)_F \cdot 136}{64} = \frac{94{,}548 \cdot 136}{64} = 200{,}9145\ kg/h\ ,$$

- în reactor

$$\left(M_{CaSO_4}\right)_R = \frac{\left(m_{SO_2}\right)_R \cdot 136}{64} = \frac{99{,}2754 \cdot 136}{64} = 210{,}9602\ kg/h$$

Ca urmare, debitul de praf care intră în electrofiltru este

$$\left(M_{praf}\right)_{EF} = \left(M_{CaO}\right)_{EF} + \left(M_{CaSO_4}\right)_F + \left(M_{CaSO_4}\right)_R = 604{,}2128\ kg/h\ .$$

Concentraţia prafului în gazele de ardere este

$$\left(C_{praf}\right)_{EF} = \frac{\left(M_{praf}\right)_{EF}}{B \cdot V_{gu}} = \frac{604{,}2128 \cdot 10^6}{3528 \cdot 10{,}23} = 16741{,}17\ mg/Nm^3\ .$$

Dacă eficienţa electrofiltrului este de 99,5 %, atunci concentraţia prafului din gazele de ardere evacuate la coş este

$$C_{praf} = (1 - 0{,}995) \cdot \left(C_{praf}\right)_{EF} = 83{,}70\ mg/Nm^3\ ,$$

mai mare decât concentraţia maximă admisibilă, de 50 mg/Nm^3, corespunzătoare arderii combustibilului lichid. În acelaşi timp, această concentraţie este mai mică decât aceea maximă admisibilă, pentru cazul arderii cărbunelui chiar şi în instalaţii noi (100 mg/Nm^3).

Bibliografie

2.1. ATAMAN E., COPACI A., MIHĂESCU L, *Desulfurarea gazelor de ardere prin aditivarea cărbunilor precombustie*, Energetica, 3, A, 1991.

2.2. ATAMAN E., *Desulfurarea gazelor de ardere de la cazanele ce ard păcură şi gaze naturale*, Energetica, 4, A, 1994.

2.3. BICOCCHI S., *Les polluantes et les techniques d'épuration des fumées*, Lavoisier, TECHNIQUE & DOCUMENTATION, 1998.

2.4. BLANCHARD J.M., POPESCU M., CARRE J., *Analyse et traitement des rejets atmospheriques industriels,* INSA Lyon, Département de Génie Energétique, UTC Bucureşti, Faculté d'Installations, 1996-1997.

2.5. COOPER C.D., ALLEY F.C., *Air Pollution Control: A Design Approach*, Waveland Press, Prospect Heights, III, 1986.

2.6. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.

2.7. DYR R.A., HEBB J., DARLING S.L., *The JEA CFB Demonstration Project: An Update*, 16th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Reno, Nevada, May, 2001.

2.8. EGGERSTEDT P., ZIEVERS J., ZIEVERS E., *Simultaneous Desulfurization and Filtration*, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems 1998 Conference, July 1998, Morgantown, West Virginia.
2.9. GOIDICH J.S., LUNDQVIST G.R., *The Utility CFB Boiler – Present Status, Short and Long Term, Future With Supercritical and Ultra-Supercritical Steam parameters*, Conference PowerGen Europe 2002, Milan, July, 2001
2.10. GUŞĂ M., *Energetică generală – note de curs*, Universitatea Tehnică „Gh.Asachi" Iaşi, 1994.
2.11. HRISTESCU G., CONDREA C., ZISSULESCU E., MACARIE R., Tehnologii de desulfurare, Energetica, 4, A, 1994.
2.12. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenergetica şi mediul*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1996.
2.13. ISTRATE M., GUŞĂ M., *Impactul producerii, transportului şi distribuţiei energiei electrice asupra mediului*, Editura AGIR, Bucureşti, 2000.
2.14. KWANG MOON, KWANG CHOI, SUNG GEUN SON, *Economics of Pre-Combustion and Ash Rejection of High-Sulfur Coals by Column Flotation and Enhanced Gravity Separation*, NETL Publications, 1999 Conference Proceedings of Thirteenth U.S. - Korea Joint Workshop on Energy and Environment.
2.15. LUTTRELL G.H., VENKATRAMAN P., PHILLIPS D.I., YOON R.H., *Bech Scale Testing of the Multi-Gravity Separator in Combination with Microcell*™, Final Report USDOE, Contract No. DE-AC-22-92PC92205, March, 1995.
2.16. MACARIE R., *Cercetări privind optimizarea instalaţiilor de electrofiltre*, Teză de doctorat, Universitatea Politehnica Bucureşti, 1996.
2.17. McDONALD D.K., MADDEN D.A., SIVY J.L., *B&*W's Advanced Coal-Fired Low Emissions Boiler Systems: Preparation for and Preliminary Results of Subsystem Testing*, Coal Utilization & Fuel Systems Conference, Clearwater, Florida, March, 1996.
2.18. NEGULESCU M., IANCULESCU S., VAICUM L., *Protecţia mediului înconjurător*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1995.
2.19. NEWMAN J.T., SAROFF L., WATTS J, *Confined Zone Dispersion Project: Public Design Report,* Bechtel Corporation, June, 1994.
2.20. PEAVY H.S.,ROWE D.R., TCHOBANOGLOUS G., *Environmental engineering*, McGraw-Hill, 1985.
2.21. PORTZER J.W., GANGWAL S.K., *Hot-Gas Desulfurization with Sulfur Recovery*, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems 1998 Conference, July 1998, Morgantown, West Virginia.
2.22. SAVU A., DRAGOŞ L., SCARLAT N., *Reducerea poluării cu gazele de ardere, utilizând carbonatul de calciu-deşeu*, III-9, Sesiunea de comunicări ştiinţifice "Tehnologii eficiente şi curate în industria energiei electrice", Bucureşti, mai 1995.
2.23. SWANSON M.L., MANN M.D., *Advanced High-Temperature, High-Pressure Transport gasification*, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems 1998 Conference, July 1998, Morgantown, West Virginia.
2.24. TSUO Y., McCLUNG J., SELLAKUMAR K., *Improving Limestone Utilization in a Commercial-Scale Circulating Fluidized Bed Boiler Through Ash Reactiviation and Recycle*, 15th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Savannah, Georgia, May, 1999.
2.25. ŢUŢUIANU O., *Conservarea energiei şi protecţia mediului înconjurător*, Energetica, 3, A, 1991.
2.26. VAARASLAHTI K., LAITINEN A., KESKINEN J., *Spray Charging of Droplets in a Wet Scrubber*, Journal of the Air & Waste management Association, Vol. 52, February, 2002.
2.27. VLĂDEA I., *Instalaţii şi utilaje termice*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1966.
2.28. WARK K., WARNER C.F., *Air pollution–Its origin and control Second Edition*, Harper Collins Publishers, 1981.
2.29. WARK K., *Air pollution–Its origin and contro*, Harper Collins Publishers, 1979.
2.30. ***, *10 MW Demonstration of Gas Suspension Absorption*, Final Project Performance and Economics Report, AirPol Inc., New Jersey, U.S. Department of Energy, DE-F22-90PC90542, June, 1985.

2.31. ***, *A study of Toxic Emissions from a Coal-Fired Power Plant Utilizing the SNOX™ Innovative Clean Coal Technology Demostration*, Report No. DOE/PC/93251-T3-Vol.1, Battle Columbus Operations, July 1994.
2.32. ***, *Advanced Flue Gas Desulfurization (AFGD) Demonstration Project – A DOE Assessment,* U.S. Department of Energy/ National Energy Technology Laboratory, Report No. DOE/NETL-2001/1158, August, 201.
2.33. ***, *Advanced Flue Gas Desulfurization (AFGD) Demonstration Project – Final Technical Report, Vol. II: Project Performance and Economics,* Pure Air on The Lake, L.P. April, 1996, No. DE96050313.
2.34. ***, *Advanced Flue Gas Desulfurization (AFGD) Demonstration Project*, USDOE Comprehensive Report to Congress Clean Coal Technology Program, DOE/FE-0150, November 1989.
2.35. ***, *Advanced Flue Gas Desulfurization Project – Bailly Generating Station*, Final Environmental Monitoring Plan, U.S. Department of Energy, 14908, Janury, 1991.
2.36. ***, *Advanced Technologies for the Control of Sulfur Dioxide Emissions from Coal-Fired Boilers,* Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 12, June, 1999.
2.37. ***, *Analysis of Whitewater Valley Unit 2 ESP Problems During Operation of the LIFAC SO_2 Control Process*, Southern Research Institute Report, 28304, August, 1993.
2.38. ***, *Babcock & Wilcox Circulating Fluid Bed Boiler – Description & Specifications*, Babcock & Wilcox Technical Papers, http://www.tbwindia.com/boiler şi http://www.babcock.com.
2.39. ***, *Confined Zone Dispersion Flue Gas Desulfurization Demonstration,* Comprehensive Report to Congress on the Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, September, 1990, Report No. DOE/FE-0203P.
2.40. ***, *Coolside and LIMB: Sorbent Injection Demonstrations Nearing Completion,* Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 2, September, 1990.
2.41. ***, *Draft LIFAC Demonstration at Richmond Power and Light Whitewater Valley Unit No. 2*, Final Report, Vol. II: Project Performance and Economics, ICF Kaiser Engineers, LIFAC North-America, April, 1998.
2.42. ***, EDV Type *Flue Gas Treatment System,* Hitachi Zosen Corportaion, http://www.hitachi-zosen.co.jp.
2.43. ***, *Environmental Assessment – Innovative Clean Coal Technology Program Advanced Flue Gas Desulfurization Demostration Project*, U.S. Department of Energy Report, DOE/EA-0420, April, 1990.
2.44. ***, *LIFAC Sorbent Injection Desulfurization Demonstration Project: A DOE Assessment*, U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory, DOE/NETL-2001/1141, January, 2001.
2.45. ***, *LIFAC Sorbent Injection Desulfurization Project*, Final Report, LIFAC North-America, NTIS-DE96004421 – Program Update 2000.
2.46. ***, *Procédé de combustion en lit flidisé – un technologie éprouvée et rentable,* Von Roll Inova, http://www.vonroll.ch/inova
2.47. ***, *SO_2 Removal Using Gas Suspension Absorption Tecnology,* Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 4, April, 1995.
2.48. ***, *Technologies for The Combined Control of Sulfur Dioxide and Nitrogen Oxide Emissions from Coal-Fired Boilers*, Clean Coal Technology, Topical Report No. 13, May, 1999.
2.49. ***, *The Tampa Electric Integrated Gasification Combined-Cycle Project,* Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 19, July, 2000.
2.50. ***, *The Wabash River Coal Gasification Repowering Project,* Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 20, September, 2000.
2.51. ***, *Techniques de reduction et coûts – Les oxides de soufre,* http://www.citepa.org.

CAPITOLUL 3

REDUCEREA EMISIILOR DE OXIZI DE ZOT

3.1. Formarea oxizilor de azot în instalațiile de ardere

Aerul atmosferic este poluat cu oxizi de azot, din categoria acestora făcând parte: monoxidul (NO), dioxidul (NO_2), trioxidul (N_2O_3), pentoxidul (N_2O_5) şi protoxidul (N_2O) de azot. Dintre toți aceşti oxizi, cel mai important rol, în poluarea atmosferică, îl dețin NO şi NO_2. Generic, aceste două categorii de oxizi sunt denumite NO_x. Protoxidul de azot, considerat inițial ca fiind inofensiv, are un impact negativ asupra stratului de ozon.

Normele de emisie, impuse instalațiilor de ardere a combustibililor fosili în scopuri energetice, fac referire la totalul emisiilor de oxizi de azot, fără să fie specificată ponderea acestora în emisia totală. La nivelul coşurilor de fum ale generatoarelor de abur, ponderea cea mai mare, în totalul emisiei de oxizi de azot, o deține NO_2. Normele de imisie fac referire numai la NO_2, deoarece cantitatea, oricum mică, de NO se transformă, rapid, în atmosfera liberă, în NO_2.

Abordarea formării oxizilor de azot numai pe baza acestor observații conduce la concluzia eronată a formării preponderente de NO_2. În realitate, în camerele de ardere ale generatoarelor de abur se formează mai ales NO, dioxidul de azot reprezentând 5 ÷ 10 % din totalul oxizilor de azot [3.29, 3.8]. Ulterior, în canalele de gaze şi în atmosferă liberă, monoxidul de azot se transformă în NO_2.

În procesul de combustie, monoxidul de azot se formează prin trei mecanisme distincte, şi anume:

- ✓ mecanismul *termic*;
- ✓ mecanismul *formării oxidului de azot prompt* sau *timpuriu*.
- ✓ mecanismul de *formare a NO din azotul existent în combustibil*;

Prin mecanismul termic şi prin cel prompt, NO rezultă prin oxidarea azotului molecular, aflat în aerul necesar arderii, la temperatura înaltă din flacără şi în condițiile existenței de oxigen în exces. Dacă în cazul mecanismului termic reacțiile sunt, în principal, reacții de oxidare, în cazul mecanismului prompt reacțiile de oxidare se desfăşoa-

ră doar în finalul procesului. Astfel, în primele faze ale combustiei, se formează radicali liberi, de tip cianid (HCN) şi oxicianid (HNCO), care participă la reacţii complexe de reducere. Rezultă astfel diverse specii ale amoniului (NH_i, i = 0,1,2,3), care, în final, sunt oxidate.

Reacţii similare mecanismului prompt se desfăşoară şi în cazul formării de monoxid de azot din azotul existent în combustibil. Practic, independent de tipul combinaţiei iniţiale a azotului din combustibil, NO se formează prin reacţii de reducere, în care sunt implicaţi radicali liberi, şi ulterior, prin reacţii de oxidare.

Reprezentarea schematică a modalităţilor de formare şi, în acelaşi timp, de reducere a oxizilor de azot, la azot molecular, este dată în figura 2.1 [2.38].

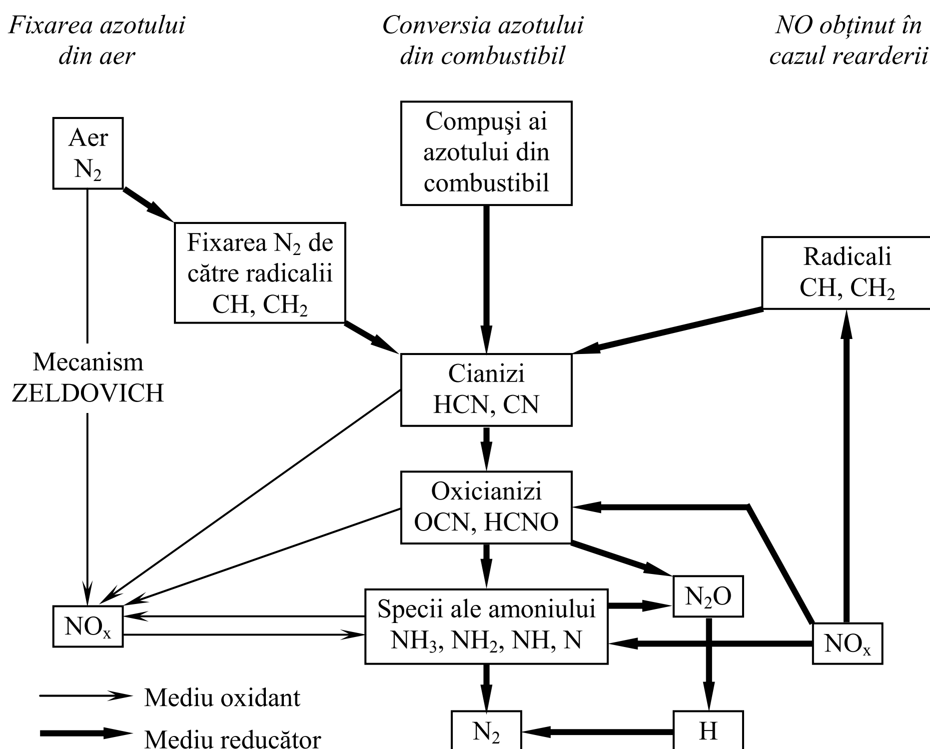


Fig. 3.1. Formarea şi reducerea oxizilor de azot în instalaţiile de ardere a combustibililor fosili

În diagrama din figura 3.1, apare o cale suplimentară, faţă de cele trei mecanisme de formare a NO_x. Aceasta corespunde reducerii NO_x prin metoda post-arderii, caz în care, o cantitate de combustibil se introduce în aval de zona principală de combustie.

O prezentare sintetică a reacţiilor de formare a oxizilor de azot în instalaţiile de ardere a combustibililor fosili, zona din instalaţie în care acestea se desfăşoară, precum şi parametrii care influenţează cinetica reacţiilor, este dată în tabelul 3.1 [3.29].

Tabelul 3.1. Formarea oxizilor de azot

Oxizii de azot		Zona de producere	Mecanismul reacției	Factorii de influență
NO	termic	- flacără, - zona de după reacție.	*după Zeldovici*: a) exces de aer: $O + N_2 = NO + N$ $N + O_2 = NO + O$ b) exces de combustibil: $N + OH = NO + H$	- concentrația de oxigen atomic; - timpul de reacție; - temperatura (peste 1300 ^oC).
	prompt	- flacără	*după Fenimore*: $CN + H_2 = HCN^* + H$ $CN + H_2O = HCN^* + OH$ $CN + H_2 = HCN^* + N^*$	- concentrația de oxigen atomic; - coeficientul de exces de aer.
	din azotul existent în combus-tibil	- flacără	(CN şi CH) + (H_2, H_2O şi N_2) ↓ cianizi (HCN) ↓ radicali NH_i+(O sau OH) → NO	- concentrația azotului din combustibil; - concentrația oxigenului; - coeficientul de exces de aer; - temperatura flăcării.
NO_2		- flacără	*după Fenimore*: $NO + H_2O = NO_2 + H_2$	- încetinirea bruscă a reacției de ardere.
		- canale de gaze, - coş de fum.	*după Bodenstein*: $2\ NO + O_2 = 2\ NO_2$	- temperatura (la temperaturi mai mici de 650 ^oC); - concentrația oxigenului; - timpul de reacție.
		- atmosferă liberă	$NO_2 + ruv = NO + O$ $O + O_2 + M = O_3 + M$ $NO + O_3 = NO_2 + O_2$	- concentrația oxigenului; - lumina solară; - timpul de reacție; - gradul de opacitate al atmosferei
Obs. *) produse care se poate considera că se vor transforma în NO_x. *Notații*: ruv – radiații ultraviolete; M – partener de ciocnire.				

Mecanismul prompt de formare a NO se caracterizează prin viteză mare de evoluție, procesul de formare a NO din azotul existent în combustibil este mai lent, iar cel mai lent mecanism de formare a NO este cel termic.

3.1.1. Mecanismul termic de formare a oxizilor de azot

Conform teoriei lui Zeldovici, NO termic se formează în flacără, reacțiile depinzând de excesul uneia dintre componentele amestecului carburant, astfel [3.29]:

✓ în cazul excesului de oxigen, azotul molecular este oxidat de radicalii de oxigen, rezultați din descompunerea termică a oxigenului molecular; radicalii de azot atomic, rezultați din această reacție şi/sau din descompunerea termică a azotului mole-

cular, reacționează cu oxigenul molecular, astfel încât, pe ansamblu, reacția globală de oxidare este de forma



$$N_2 + O_2 \rightarrow 2 \cdot NO\,; \qquad (3.1)$$

- ✓ în cazul excesului de combustibil, radicalii oxidril, produşi prin ardere, reacționează cu radicalii de azot, formați prin descompunerea termic.

Principalele considerații referitoare la formarea NO termic sunt următoarele:

- ✓ Cantitatea de NO termic este strict dependentă de temperatură, reacțiile de oxidare devenind intense în zonele din focar în care temperatura este mai mare de 1300 ^oC. Astfel se poate explica rolul secundar al acestui mecanism în formarea de NO, la focarele pentru cărbune pulverizat.
- ✓ Reducerea minoră a temperaturii de ardere, în focarele cu încărcare termică ridicată, determină reducerea importantă a cantității de NO termic, comparativ cu situația în care aceeaşi măsură se ia pentru focarele cu încărcare termică mai scăzută. Explicația este dată de dependența exponențială de temperatură, a formării de NO termic.
- ✓ Cantitatea de NO termic depinde de tipul instalației de combustie, nu numai prin temperatură, ci şi prin timpul de rezidență a combustibilului în focar şi prin turbulența amestecului carburant. Astfel, la focarele cu evacuarea cenuşii în stare uscată, contribuția acestui mecanism este de aproximativ 20 %, din cantitatea totală de oxizi de azot formată, pe când la focarele cu evacuarea cenuşii în stare lichidă, cantitatea de NO termic poate atinge valoarea de 50 %. În cazul arderii păcurii şi a gazelor naturale, contribuția acestui mecanism poate depăşi 50 %, depinzând, însă, foarte mult de coeficientul de exces de aer (λ) [3.29].

3.1.2. Mecanismul prompt de formare a oxizilor de azot

Monoxidul de azot prompt se formează numai în flacără, în primele etape ale arderii, ca efect al interacțiunii radicalilor de forma CN şi CH cu molecule de H_2, H_2O şi N_2. Inițial, se formează compuşi de tip cianid (HCN) care, ulterior, se transformă în radicali de forma NH_i ($i = 0,1,2,3$). Aceşti radicali ai azotului, în prezența oxigenului atomic sau a radicalilor oxidril, conduc la formarea monoxidului de azot.

Formarea azotului atomic şi a compuşilor de forma CN, în primele etape ale combustiei, este posibilă doar în zone ale flăcării cu condiții substoichiometrice de ardere, bogate în combustibil. Datorită acestui fapt, cantitatea de NO prompt este foarte mică, mai puțin de 10 ppm [3.29], sau 5 ÷ 10 % din totalul emisiei [3.4].

3.1.3. Formarea oxizilor de azot din azotul existent în combustibil

Monoxidul de azot provenit din azotul existent în combustibil se formează în fla-

cără, după un mecanism complex, necunoscut în intimitatea lui. Din azotul conținut de combustibil, se formează, inițial, compuşi secundari ai azotului (HCN, NH_i şi CN), care evoluează, în prezența oxigenului, în sensul formării de NO şi azot molecular.

Principalii factori, care determină cantitate de NO formată din azotul existent în combustibil, sunt:

- ✓ conținutul de azot al combustibilului,
- ✓ concentrația de oxigen în flacără,
- ✓ timpul de reacție,
- ✓ temperatura flăcării.

Cantitatea de NO, care se obține din azotul conținut de combustibil, poate fi calculată cu o relație de forma [3.29]

$$P_{N_2 \to NO} = \frac{x_{O_2} \cdot k_{NO}}{x_{N_2} \cdot k_{N_2}} \cdot \frac{1}{2 \cdot R \cdot T} \cdot e^{(E_{N2} - E_{NO})}, \tag{3.2}$$

unde:

$P_{N_2 \to NO}$ - partea de azot, conținut în combustibil, care se transformă în NO;

x_{O_2}; x_{N_2} - raportul molar al concentrației inițiale de O_2, respectiv al concentrației combinațiilor azotului din amestecul inițial;

k_{NO}; k_{N_2} - constanta vitezei de reacție pentru NO, respectiv pentru N_2, în s^{-1};

E_{NO}; E_{N_2} - energia de activare pentru NO, respectiv pentru N_2, în J/kmol;

R - constanta generală a gazului perfect = 8314 J/(kmol·°K);

T - temperatura absolută, în °K.

În tabelul 3.2, sunt date valori, obținute prin experiment, ale constantelor vitezei de reacție şi ale energiilor de activare, pentru formarea NO şi N_2, din diferiți compuşi ai azotului, existenți în combustibilii fosili [3.29].

Tabelul 3.2. Valori experimentale ale constantei vitezei de reacție şi ale energiilor de activare pentru formarea NO şi a N_2 din diferiți compuşi azotați.

Compus al azotului	**Formarea de NO**		**Formarea de N_2**	
	k_{NO} (s^{-1})	E_{NO} (kJ/kmol)	k_{N2} (s^{-1})	E_{N2} (kJ/kmol)
$(CN)_2$	$3{,}0 \cdot 10^8$	168	$1{,}2 \cdot 10^{10}$	134
HCN	$1{,}0 \cdot 10^{10}$	287	$3{,}0 \cdot 10^{12}$	252
NH_3	$4{,}0 \cdot 10^6$	134	$1{,}8 \cdot 10^8$	113
N_2	$1{,}2 \cdot 10^7$	252	-	-
Notații: k_{NO}, k_{N2} – constanta vitezei de reacție pentru NO respectiv N_2, în s^{-1}; E_{NO}, E_{N2} – energia de activare pentru NO respectiv N_2, în kJ/kmol.				

Energia de activare, necesară producerii de azot molecular, este mai mică decât aceea necesară formării monoxidului de azot. Datorită diferenței foarte mici dintre cele

două valori ale energiei de activare, transformarea unei părți din azotul existent în combustibil în NO este foarte puțin dependentă de temperatură. Influența redusă a temperaturii şi valoarea mică a energiei de activare fac ca procesul de formare a NO să se finalizeze imediat în spatele flăcării.

Datorită similitudinii mecanismelor de formare a NO prompt şi a NO din azotul existent în combustibil, se poate trage concluzia că nici cantitatea de NO prompt nu depinde mult de temperatură.

Parametrii care influențează, în mod semnificativ, mecanismul de formare a NO din azotul existent în combustibil sunt:

- ✓ concentrația oxigenului din flacără,
- ✓ conținutul inițial de azot din combustibil,
- ✓ timpul de staționare a combustibilului în zona flăcării.

În mod convențional, timpul de staționare este definit ca fiind durata necesară pentru parcurgerea, de către gazele de ardere, a distanței dintre centrul arzătorului principal şi zona unde acestea s-au răcit, până la temperatura de 800 °C.

Influența temperaturii şi a calității combustibilului asupra degajării azotului din acesta este redată în figurile 3.2 şi 3.3 [3.29].

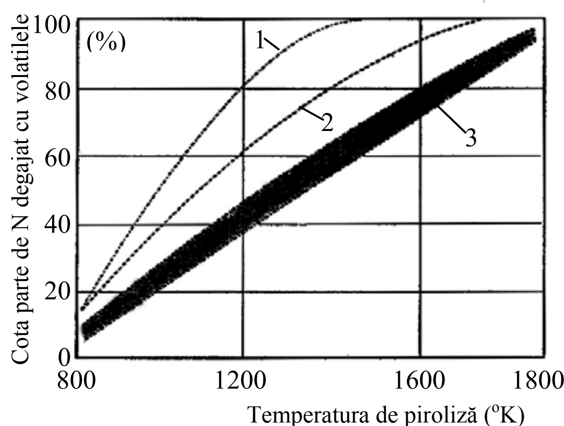


Fig. 3.2. Influența temperaturii şi a calității combustibilului asupra degajării azotului din acesta: 1 – cărbune brun; 2 – huilă tânără; 3 – huilă bătrână.

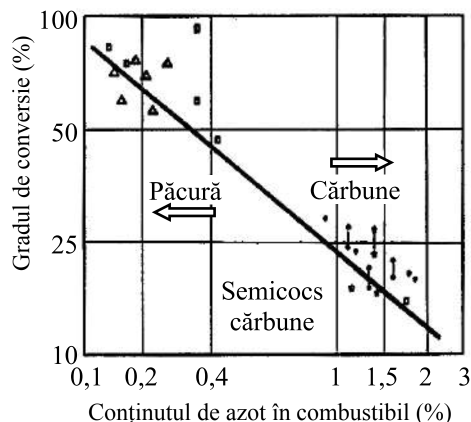


Fig. 3.3. Gradul de conversie a azotului din combustibil, pentru diverse calități ale combustibilului.

Cantitatea de azot, degajată simultan cu materiile volatile, creşte la creşterea temperaturii. La o aceeaşi temperatură, această cantitate este cu atât mai mare cu cât combustibilul este da calitate mai slabă (figura 3.2). Această cantitate de azot se poate transforma, ulterior, în NO, în cazul în care există exces de oxigen, sau în N_2, dacă mediul este unul de tip reducător. Evident, rezultă şi cantități suplimentare de NO şi N_2, ca efect al transformărilor pe care le suportă compuşii azotați (amine – NH_3, cianizi - HCN).

În cazul cărbunilor tineri, procesul de degajare a volatilelor se încheie la temperaturi de aproximativ 1500 °C.

În figura 3.3, prin *grad de conversie al azotului* se înțelege raportul masic dintre cantitatea de oxizi de azot formată şi cantitatea maximă, care s-ar putea forma dacă tot azotul din combustibil se transformă în oxizi de azot. Cantitatea maximă de oxizi de azot se exprimată, în majoritatea situațiilor, prin cantitatea maximă de NO_2 şi se poate determina cu relația [3.29]

$$\left(NO_2\right)_{max} = \frac{N_c \cdot 46/14}{V_{gu}} \cdot \rho_g \cdot 1000 \quad \left[mg/m_N^3\right], \tag{3.3}$$

în care:

N_c – cantitatea de azot din combustibil, în g/kg;

ρ_g - densitatea gazelor de ardere, în kg/m^3_N;

V_{gu} - masa gazelor uscate, în kg gaze/kg combustibil.

Din figura 3.3, se observă că gradul de conversie este cu atât mai mic cu cât conținutul de azot din combustibil este mai mare, gradul de conversie scăzând, însă, într-o măsură mai mică decât creşterea conținutului de azot din combustibil. Aceste efecte se suprapun, astfel încât, pe ansamblu, se poate afirma că emisia de oxizi de azot este cu atât mai mare cu cât conținutul de azot din combustibil este mai ridicat.

Conversia azotului conținut în combustibil în NO este, deci, şi ea dependentă de temperatura de ardere, însă în altă manieră față de cazul formării NO termic. Această observație este evidențiată de curbele din în figura 3.4 [3.29], care dau dependența dintre temperatura flăcării şi cantitatea de NO produsă, pentru toate cele trei mecanisme de formare a oxizilor de azot.

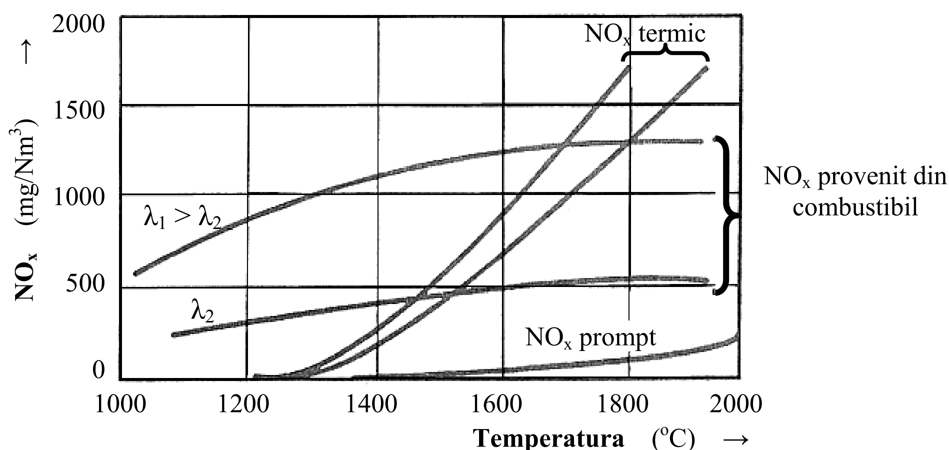


Fig. 3.4. Dependența cantității de NO_x format de temperatura din flacără, pentru cele trei mecanisme şi diferiți coeficienți de exces de aer (λ).

Astfel, la temperaturi joase, gradul de conversie a azotului din combustibil este puternic dependent de temperatură, în timp ce, la temperaturi înalte, gradul de conversie se stabilizează, practic, la un anumit nivel, devenind, astfel, puţin dependent de temperatura din flacără.

În cazul utilizării unor metode de reducere chimică a oxizilor de azot, este important să se cunoască ponderea celor două tipuri de oxizi (NO şi NO_2), în secţiunea în care este instalat sistemul de denitrurare. Aşa cum s-a arătat anterior, ponderea NO_2 în focar este de ordinul a 5 ÷ 10 %. Totuşi, în anumite condiţii de funcţionare, cantitatea de NO_2 poate depăşi, cu mult, 10 % din totalul emisiei de NO_x [3.8].

Conform teoriei lui Fenimore, NO_2 se obţine din reacţia NO cu vaporii de apă, în zonele din focar în care flacăra este rapid răcită (tabelul 3.1). Conform teoriei lui Hori [3.8] însă, reacţiile de formare şi de descompunere a NO_2, în focar, sunt de forma:



$$NO + HO_2 = NO_2 + OH \quad \text{- } \textit{formare } NO_2; \tag{3.4}$$



$$\begin{cases} NO_2 + H = NO + OH \\ NO_2 + O = NO + O_2 \end{cases} \quad \text{- } \textit{descompunere } NO_2. \tag{3.5}$$

În mod obişnuit, raportul NO_2/NO_x este mic, chiar la temperaturi relativ mici, deoarece reacţiile de descompunere a NO_2 sunt rapide. Totuşi, dacă gazele de ardere sunt rapid răcite de către un debit suplimentar de aer, se pot înregistra concentraţii semnificative de NO_2. Valori maxime ale concentraţiei de NO_2 în amestecul de gaze de ardere şi aer se înregistrează pentru temperaturi cuprinse între 800 şi 900 ^oK. În cazul excesului de aer, concentraţia ridicată de NO_2 se datorează cantităţii iniţiale mari de NO. În cazul excesului de combustibil, cantitatea mare de nearse şi de radicali liberi face să crească concentraţia radicalilor de tip HO_2 şi, implicit, cantitatea de NO_2.

Dependenţa cantităţilor de NO_2 şi de NO_x de cantitatea de aer suplimentar, introdusă deasupra flăcării (introducerea unei cantităţi de *aer superior* fiind una dintre metodele de reducere a emisiilor de NO_x), este ilustrată în figura 3.5 [3.8].

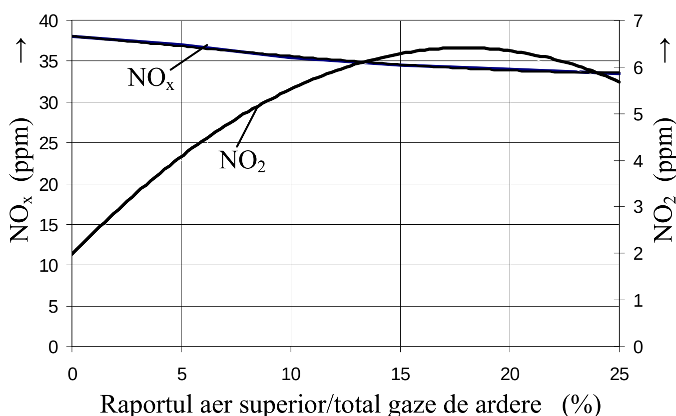


Fig. 3.5. Dependenţa cantităţilor de NO_2 şi NO_x de ponderea debitului de aer superior în debitul total de gaze de ardere

Se poate observa, astfel, că insuflarea de aer superior determină reducerea cantității totale de oxizi de azot, însă, tocmai la acele valori ale debitului aerului superior la care efectul reducerii NO_x este maxim, cantitatea de NO_2 este, de asemenea, maximă.

În canalele de gaze şi în atmosfera liberă, NO_2 se formează, în continuare, prin oxidarea monoxidului de azot, indiferent de mecanismul prin care acesta din urmă s-a produs. Procesul de formare a NO_2 se desfăşoară relativ lent în flacără, mai rapid în canalele de gaze de ardere şi foarte rapid în atmosfera liberă. Viteza mare de oxidare a NO în atmosfera liberă, este datorată, în principal, concentrației mari a oxigenului din aerul atmosferic.

3.1.4. Ponderea celor trei mecanisme în formarea NO_x total

Pe ansamblu, formarea oxizilor de azot în instalațiile de combustie industriale depinde de următorii parametri:

- ✓ *parametri de ardere*: temperatura, concentrația oxigenului în zona pirolizei primare şi timpul de staționare a combustibilului în focar;
- ✓ *proprietățile combustibilului*: puterea calorifică, conținutul de azot, conținutul de materii volatile şi reactivitatea.

Pentru majoritatea unităților de combustie, în care se arde cărbune, NO termic reprezintă aproximativ 20 % din cantitatea de oxizi de azot, restul provenind din azotul existent în combustibil [3.33]. Totuşi, în instalațiile de ardere care funcționează la temperaturi ridicate, cantitatea de NO produsă prin mecanism termic o poate depăşi, cu mult, pe aceea provenită din azotul existent în combustibil.

Ponderea celor trei mecanisme, în formarea NO_x total, este greu de stabilit, cu rigurozitate. Contribuția NO_x provenit din azotul existent în combustibil poate fi determinată prin experimente de laborator, în care se introduce un amestec de oxigen şi argon, în loc de aer. Evident, astfel de experimente nu pot fi dezvoltate până la scara cazanelor energetice, aflate în exploatare. Totuşi, prin raportul dintre diverşii izotopi, azotul existent în combustibil diferă de cel din aerul atmosferic. În consecință, raportul dintre diverşii izotopi ai azotului poate fi utilizat pentru stabilirea ponderii fiecărui mecanism de formare a oxizilor de azot. Astfel, analiza raportului izotopilor $^{15}N/^{14}N$ permite stabilirea unor concluzii referitoare la participarea fiecărui mecanism la formarea NO_x total [3.33].

Modificare cantității izotopului ^{15}N din gazele de ardere, în raport cu aceea din azotul atmosferic, poate fi definită cu o relație de forma

$$\delta\ ^{15}N = \left[\frac{\left(^{15}N/^{14}N\right)_{gaze\ de\ ardere}}{\left(^{15}N/^{14}N\right)_{N_2\ atmosferic}} - 1 \right] \cdot 10^3 \quad (‰). \tag{3.6}$$

Pentru NO_x rezultat din motoarele cu ardere internă, cantitatea $\delta\ ^{15}N$ este negativ, în timp ce arderea cărbunelui în generatoarele de abur conduce la valori pozitive

ale acestei cantităţi [3.24].

Pentru o gamă largă de tipuri de cărbune, valorile $\delta\ ^{15}N$ sunt cuprinse între 0 ‰ şi +5 ‰, valorile mai mari fiind obţinute pentru cărbunii cu un conţinut ridicat de carbon [3.33]. Distribuţia valorilor într-un domeniu restrâns permite aplicarea metodei de analiză, bazate pe concentraţia izotopilor azotului, pentru o gamă largă de generatoare de abur, în care se arde cărbune.

În cazul formării de NO numai din aerul necesar arderii (prin mecanism termic şi prompt), $\delta\ ^{15}N$ ia valori negative, similar arderii combustibililor lichizi în motoarele cu ardere internă. Rezultă, astfel, că moleculele mai grele de azot din aer (^{15}N) intră în reacţie cu o cinetică mai redusă decât moleculele uşoare (^{14}N). În consecinţă, mai ales moleculele de ^{14}N, din aer, participă la formarea NO termic.

O cantitate semnificativă de NO prompt se formează doar dacă se introduce şi o cantitate suplimentară de CH_4, prin arzătoarele cazanului. În orice condiţii, se pare că tocmai NO prompt este cel care determină valori negative mari (- 14 ‰) ale cantităţii $\delta\ ^{15}N$ [3.33].

NO_x rezultat din azotul de origine organică se caracterizează prin valori pozitive, relativ mici, ale cantităţii $\delta\ ^{15}N$ [3.33]. Rezultă, astfel, că moleculele uşoare ale azotului existent în combustibil sunt mai rapid eliberate decât moleculele mai grele.

Asemenea rezultate pot fi utilizate pentru estimarea cantităţii de NO termic produs de instalaţiile mari de combustie. Astfel, în cazul arderii cărbunelui pulverizat, în unităţi de mare putere, cantitatea de NO termic este cuprinsă între 10 ÷ 20 % [3.33].

Deşi nu se poate preciza, foarte riguros, care este ponderea fiecărui mecanism în formarea cantităţii totale de oxizi de azot, pentru cazul arderii combustibililor fosili, în scopuri energetice, se pot sintetiza următoarele consideraţii:

- ✓ Participarea mecanismului prompt la formarea cantităţii totale de NO este mică (5÷10 %) [3.4], indiferent de tipul combustibilului şi de tehnica de combustie adoptată.
- ✓ În focarele pentru arderea cărbunelui pulverizat şi cu evacuarea cenuşii în stare solidă, unde temperatura de ardere este de 1300 ÷ 1400 ^{o}C, se formează puţin NO termic, cea mai mare cantitate de NO provenind din azotul eliberat o dată cu materiile volatile.
- ✓ În focarele pentru arderea cărbunelui brun şi în focarele cu ardere în strat fluidizat, NO se formează, practic în totalitate, din azotul conţinut de combustibil.
- ✓ În focarele pentru praf de cărbune şi evacuarea cenuşii în stare lichidă, NO termic are ponderea cea mai mare.
- ✓ Proprietatea specifică cărbunilor de a forma NO depinde atât de conţinutul de azot, cât şi de conţinutul de volatile şi de viteza de degajare a acestora.
- ✓ Reducerea cantităţii de NO se poate obţine prin reducerea concentraţiei de oxigen, atât în zona arzătoarelor, cât şi pe întreaga înălţime a focarului. Acest aspect este ilustrat în figura 3.6 [3.29], în care este reprezentată dependenţa concentraţiei de NO_x şi de nearse de coeficientul excesului de aer (λ).
- ✓ Reducerea coeficientului de exces de aer determină reducerea importantă a concen-

trației de NO_x, însă, în același timp, conduce la creșterea semnificativă a conținutului de nearse.

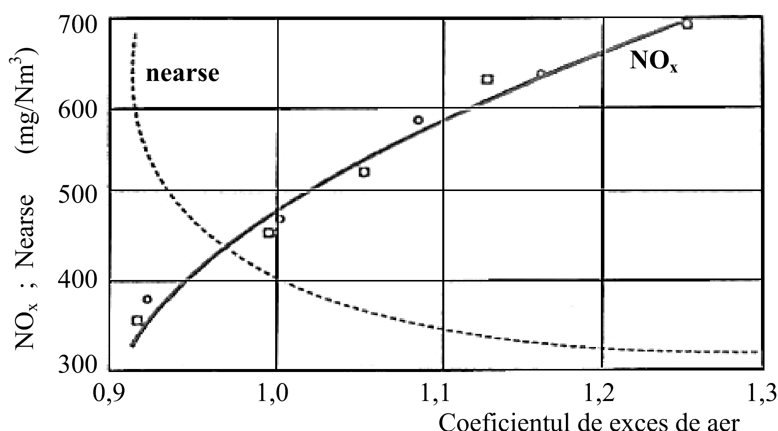


Fig. 3.6. Dependența concentrației de NO_x și de nearse de coeficientul excesului de aer.

3.2. Controlul emisiilor de NO_x din gazele de ardere

Tratarea emisiilor de oxizi de azot este mai dificilă și mai complexă decât tratarea emisiilor de oxizi de sulf, principalele dificultăți rezultând din insolubilitatea monoxidului de azot în soluții apoase.

Tehnicile de control a emisiilor de oxizi de azot, indiferent de etapa procesului de combustie în care sunt aplicate, trebuie să fie rezultatul analizei parametrilor care influențează cantitatea de NO_x generată, în concordanță cu valorile normate de emisie și de imisie, ale poluantului.

Parametrii care influențează cantitatea de NO_x, produsă în generatoarele de abur, pot fi clasificați astfel [2.29, 2.30, 2.34, 2.46]:

- ✓ geometria și de modul de exploatare a cazanelor energetice:
  - temperatura în zona arderii,
  - coeficientul de exces de aer,
  - tipul și amplasarea arzătoarelor,
  - sarcina cazanului;
- ✓ calitatea combustibilului:
  - conținutul de azot.
  - puterea calorifică;
- ✓ conținutul de materii volatile din cărbune:
  - cantitatea,
  - temperatura și viteza de degajare a materiilor volatile.

Tehnicile de control a emisiilor de NO_x pot fi aplicate la nivelul focarului sau la nivelul canalelor secundare de gaze de ardere. Tehnicile intracombustie poartă denumirea de metode primare de tratare, iar cele postcombustie poartă denumirea de metode secundare. Pentru reducerea accentuată a emisiei de NO_x pot fi aplicate simultan metode primare şi metode secundare de tratare, combinaţii de două metode secundare sau metode secundare care asigură, simultan, şi desulfurarea gazelor de ardere.

Spre deosebire de tehnicile de desulfurare a gazelor de ardere, în cazul tehnicilor de denitrurare nu există metode de reducere a emisiei, aplicabile încă din etapa de preparare a combustibilului. În plus, o parte din emisia de NO_x provine din transformarea azotului existent în aerul necesar arderii, iar utilizarea unor amestecuri de gaze inerte şi oxigen este departe de a fi economic aplicabilă, la scară industrială. Cu toate acestea, poate fi considerată ca fiind o metodă de control, de tip precombustie, alegerea unui combustibil cu conţinut redus de azot. Astfel, gazele naturale nu au azot în compoziţia lor, iar combustibilii lichizi au azot organic mai puţin decât cărbunii energetici. Dacă concentraţia azotului în combustibil este mai mică de 1,5 %, practic, nu mai este necesară aplicarea nici unui procedeu de reducere a emisiei de NO_x.

O altă soluţie posibilă de reducere a emisiei de NO_x, aplicată actualmente doar în instalaţii energetice pilot, este aceea de ardere simultană a cărbunelui pulverizat şi a biomasei [3.36].

Tot în categoria tehnicilor precombustie, poate fi inclusă şi creşterea fineţii particulelor de cărbune, obţinându-se, astfel, o oarecare reducere a emisiei de NO_x, însă numai în cazul arderii cărbunilor cu conţinut redus de materii volatile [3.32].

Aşa cum se poate observa şi din figura 3.7, indicele costului relativ al aplicării metodelor primare este cuprins între 60 şi 120, la un grad de reducere a emisiilor cuprins între 20 şi 62 %.

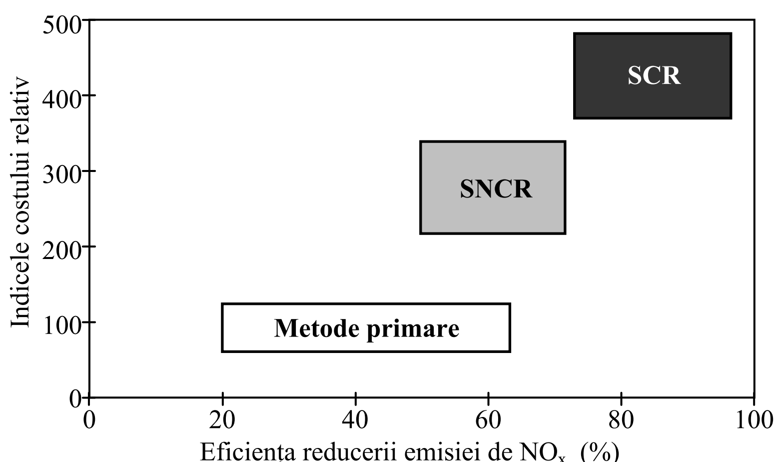


Fig. 3.7. Indicele costului relativ al aplicării tehnicilor de denitrurare funcţie de eficienţa acestora (SNCR - reducere selectivă noncatalitică; SCR - reducere catalitică selectivă)

Tehnicile postcombustie sunt net mai costisitoare decât cele intracombustie (indici ai costului relativ cuprinşi între 250 % şi 480 %, funcţie de tipul metodei), însă sunt singurele care asigură reducerea emisiilor sub nivelul maxim admisibil normalizat (grade de epurare de 50÷95 %) [3.7].

În costuri absolute, investiţiile pentru aplicarea tehnicilor primare de denitrurare sunt de ordinul a 8 ÷ 17 EUR/kW, la cazanele care ard huilă, şi de ordinul a 30 ÷ 40 EUR/kW, la cazanele în care se arde cărbune brun.

Pentru depoluarea gazelor de ardere şi pentru atenuarea poluării sonore, generate de termocentrale, costul de investiţie reprezintă aproximativ 27 % din costul integral al centralei noi, în condiţiile în care numai investiţia pentru sistemul de control al emisiei de NO_x poate reprezenta 7 % din investiţia totală.

O posibilă clasificare a tehnicilor de control a emisiilor de NO_x din gazele de ardere este dată în tabelul 3.3.

Tabelul 3.3. Clasificarea tehnicilor de control a emisiilor de NO_x

<table>
<tr><td colspan="2" rowspan="6">Metode intracombustie</td><td colspan="2">Dimensionarea optimă a focarului</td></tr>
<tr><td colspan="2">Arderea în trepte (la nivelul arzătoarelor şi/sau al întregului focar)</td></tr>
<tr><td colspan="2">Arderea nestoichiometrică (controlul fluxului de aer sau de combustibil)</td></tr>
<tr><td colspan="2">Recircularea gazelor de ardere</td></tr>
<tr><td colspan="2">Modificarea parametrilor operativi</td></tr>
<tr><td colspan="2">Arderea în strat fluidizat</td></tr>
<tr><td rowspan="8">Metode post-combustie</td><td rowspan="5">Procedee uscate</td><td colspan="2">Reducerea selectivă noncatalitică (Selective Non-Catalytic Reduction)</td></tr>
<tr><td rowspan="2">Reducere catalitică</td><td>Selectivă (Selective Catalytic Reduction)</td></tr>
<tr><td>Neselectivă (Non-Selective Catalytic Reduction)</td></tr>
<tr><td colspan="2">Adsorbţia pe carbon activ sau oxid de cupru *)</td></tr>
<tr><td colspan="2">Reducere prin intermediul fluxurilor de electroni acceleraţi *)</td></tr>
<tr><td rowspan="3">Procedee umede *)</td><td colspan="2">Oxidare – absorbţie – reducere</td></tr>
<tr><td colspan="2">Oxidare – absorbţie</td></tr>
<tr><td colspan="2">Absorbţie – reducere sau Absorbţie – oxidare</td></tr>
<tr><td colspan="4">*) Procedeele sunt utilizate simultan şi pentru controlul emisiei de SO_2.</td></tr>
</table>

3.2.1. Tehnici intracombustie

Tehnicile primare, aplicabile la nivelul focarelor generatoarelor de abur, acţionează asupra acelor parametri ai combustiei care influenţează semnificativ cantitatea de NO, indiferent de mecanismul prin care aceasta este generată în focar (§ 3.1), fără aportul unor reactivi suplimentari.

Deoarece temperatura ridicată şi excesul mare de oxigen, în zona combustiei, conduc la formarea unei cantităţi importante de oxizi de azot, este justificat ca, prin metode intracombustie, să se urmărească scăderea simultană a temperaturii şi a coefi-

cientului de exces de aer. Nu trebuie neglijat, însă, faptul că, pe lângă temperatură şi cantitatea de oxigen, concentrația azotului organic, puterea calorifică, conținutul şi viteza de degajare a materiilor volatile sunt parametri ce influențează, considerabil, cantitatea de oxizi de azot, generată în focarele cazanelor energetice.

În concluzie, se poate afirma că factorii care influențează, decisiv, formarea oxizilor de azot sunt în strânsă legătură cu:

- ✓ tipul combustibilului,
- ✓ geometria generatoarelor de abur,
- ✓ modul de exploatare al acestor instalații.

Pe lângă aceşti factori, care țin, strict, de formarea unei anumite cantități de oxizi de azot, metodele intracombustie trebuie să țină seama şi de o serie de factori secundari, care influențează eficiența procesului tehnologic de combustie şi durata de viață a instalației de ardere. Asemenea factori sunt:

- ✓ stabilitatea flăcării,
- ✓ cantitatea de carbon nears în cenuşa zburătoare,
- ✓ cantitatea de zgură,
- ✓ viteza de corodare țevilor vaporizatorului.

Asocierea mai multor metode intracombustie poate asigura un nivel acceptabil al emisiei de NO_x. Există însă generatoare mari de abur, mai ales de tipul celor în care se arde cărbune energetic, pentru care aplicarea unor măsuri primare de control nu este suficientă, acestea nereuşind reducerea emisiei de NO_x, sub limita admisibilă. În aceste situații, este obligatorie adoptarea unor măsuri secundare de control a emisiei. Chiar şi în aceste condiții, este preferabil să se adopte măsuri primare de control, reducerea parțială a poluantului având efecte favorabile, atât din punct de vedere tehnic, cât şi economic, asupra funcționării instalației de denitrurare secundară. Astfel, în cazul în care sistemul secundar utilizează un catalizator şi amoniac (SCR), se reduce consumul de amoniac şi creşte durata de viață a catalizatorului. Din aceste motive, generatoarele mari de abur, în care se arde cărbune, sunt echipate, în majoritatea aplicațiilor industriale, cu sisteme de reducere, intracombustie, a emisiei de NO_x [3.21, 3.42].

În trecut, exista convingerea că focarele cu ardere tangențială nu sunt foarte sensibile la echilibrul aer - cărbune, astfel încât metodele intracombustie se rezumau la simpla reducere a coeficientului de exces de aer. Cercetările ulterioare, care au evidențiat necesitatea unui bun echilibru al amestecului carburant, la nivelul întregului focar, au condus la modificarea semnificativă a construcției arzătoarelor şi a focarelor.

Din punctul de vedere al evoluției lor, tehnicile intracombustie pot fi clasificate astfel:

✓ *generația I*:

- **LEAC** (Low Excess Air Combustion) - reducerea coeficientului de exces de aer;
- **RAP** (Reduced Air Preheat) - reducerea temperaturii de preîncălzire a aerului necesar arderii, fapt care determină o oarecare reducere a temperaturii din focar;

- **BBF** (Biased Burner Firing) - injectarea unei cantități mai mari de combustibil prin unele arzătoare şi reducerea cantității prin altele;

✓ *generația a II-a*:
- **LNB** (Low NO_x Burners) - utilizarea unor arzătoare, de construcție specială, prin intermediul cărora aerul, necesar arderii, se introduce etapizat, creându-se, astfel, o zonă de flacără în care au loc reacții de reducere a oxizilor de azot;
- **FGR** (Flue Gas Recirculation) - recircularea gazelor de ardere în focar, astfel încât se utilizează o cantitate de gaz cu concentrație redusă de azot, procedeul fiind similar cazului în care s-ar introduce un amestec de oxigen şi gaz inert;
- **OFA** (OverFire Air) - introducerea unei cantități din aerului necesar arderii, la partea superioară a focarului, în scopul definitivării combustiei incomplete, de la partea inferioară a acestuia;

✓ *generația a III-a*:
- **LNB II** (Air/Fuel Staging and Burning) - utilizarea unor arzătoare de construcție specială şi dispunerea acestora în registre de înălțime mai mare, astfel încât combustia este stabilă şi distribuită pe întreaga înălțime a camerei de ardere;
- **IFNR** (In Furnace NO_x Reduction, Reburning in Furnace) - introducerea unei cantități suplimentare de combustibil, în zona mediană a focarului, în condițiile unei combustii substoichiometrice, creându-se, astfel, o zonă puternic reducătoare.

Metodele primare de reducere a emisiei de NO_x sunt, de fapt, combinații ale metodelor enumerate anterior. Tehnicile de control recomandate, fără o ierarhizare, după criteriul eficienței sau după criteriul economic, sunt următoarele:

✓ dimensionarea optimă a focarului;
✓ arderea în trepte:
  - individuală, la nivelul fiecărui arzător în parte - **LNB** (*Low NO_x Burners*),
  - globală, pe întregul focar:
    - **OFA** (*Over Fire Air*) - metoda arderii în două trepte sau a aerului superior,
    - **LNCFS** (*Low NO_x Concentric Firing System*),
    - **PM** (*Pollution Minimum System*);

✓ arderea nestoichiometrică:
  - metoda **OFA** aplicată pe mai multe trepte, specifică unităților energetice mari,
  - **INFR** (*In Furnace NO_x Reduction*) - metoda post-arderii sau a rearderii;

✓ recircularea gazelor de ardere (**FGR**);
✓ modificarea parametrilor operativi ai procesului de combustie;
✓ arderea cărbunilor în focare cu strat fluidizat.

Tehnicile intracombustie nu pot fi clasificate foarte strict, într-un anumit şablon. Astfel, arderea în trepte globală ar putea include atât metoda aerului superior, cât şi metoda post-arderii, ultimele două implicând stadii distincte ale combustiei, dezvoltate pe înălțimea focarului [3.29], la fel cum metoda recirculării gazelor de ardere ar putea intra atât în categoria arderii în trepte, cât şi în categoria modificării parametrilor operativi ai combustiei.

3.2.1.1. Dimensionarea optimă a focarului

Dimensionarea focarului constituie un mijloc prin care se poate interveni asupra temperaturii adiabatice de ardere şi asupra timpului de staţionare a combustibilului în zona arderii, metoda fiind, evident, aplicabilă în stadiul de proiectare a noilor instalaţii.

Una dintre principalele cauze ale formării unei cantităţi mari de NO_x, în focarele cazanelor energetice, este încărcarea termică specifică mare a acestora. Reducând încărcarea termică a suprafeţei focarului, se reduce temperatura globală şi durata de staţionare a combustibilului, în zone cu temperatură ridicată. În acest fel, se reduce, cel puţin, cantitatea de NO termic.

Modificarea încărcării termice specifice a secţiunii focarului, între 60 % şi 140 %, determină modificarea emisiei de NO_x între 85 % şi 155 %, variaţia fiind, practic, lineară, pe întregul domeniu specificat [3.30].

La prima vedere, reducerea încărcării specifice a secţiunii focarului se poate realiza prin creşterea dimensiunilor acestuia. Este cu totul neproductiv, însă, să fie majorate dimensiunile întregului focar, fiind suficient, în majoritatea situaţiilor, să se adopte distanţe mai mari între arzătoarele focarului, pe înălţimea acestuia [3.35]. Extinderea dimensiunilor zonei arzătoarelor trebuie, însă, să fie realizată în concordanţă cu alte restricţii de ordin constructiv, referitoare atât la construcţia întregului cazan, cât şi a sistemului de reducere a emisiei de NO_x. Practic, ansamblul focar - cazan - sistem de control a emisiei de NO_x trebuie dimensionat ca un sistem integrat.

Creşterea, pe înălţime, a distanţelor dintre arzătoare permite reducerea, cu până la 20 %, a încărcării termice specifice a secţiunii focarului, în raport cu dispunerea clasică a arzătoarelor şi, corespunzător, reducerea, cu până la 10 %, a cantităţii de NO_x generate în focar [3.35]. În plus, încărcarea termică mai redusă, în zona arzătoarelor, face ca şi tendinţa de depunere a zgurii, pe acestea, să se reducă. Astfel, emisia de NO_x se menţine la un nivel redus, pe toată durata ciclului de curăţare a depunerilor de zgură şi de funingine din focar.

Această soluţie tehnică poate fi adoptată şi pentru retrofitul cazanelor, aflate în exploatare. Asocierea acestei metode cu aceea a utilizării arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (**LNB**) este soluţia care implică cele mai mici costuri de retrofit, în condiţiile reducerii emisiei de NO_x, până la valorile normalizate.

Modul de dispunere clasică şi acela de dispunere distanţată a arzătoarelor este reprezentat, schematic, în figura 3.8 [3.35].

Injectoarele de aer preiau o cantitate de aer, din cutia registrului de arzătoare, şi o introduc în vecinătatea pereţilor vaporizatorului. Cantitatea de aer, introdusă prin aceste arzătoare, reprezintă un procent mic din aerul necesar arderii, importantă fiind, însă, creşterea locală a concentraţiei de oxigen, în vecinătatea ţevilor vaporizatorului, evitându-se, astfel, formarea de hidrogen sulfurat şi de monoxid de carbon. Aceste gaze determină, în condiţiile din focar, corodarea rapidă a ţevilor şi colmatarea sistemului va-

porizator, mai ales în cazul utilizării de combustibili cu conținut ridicat de sulf și de fier.

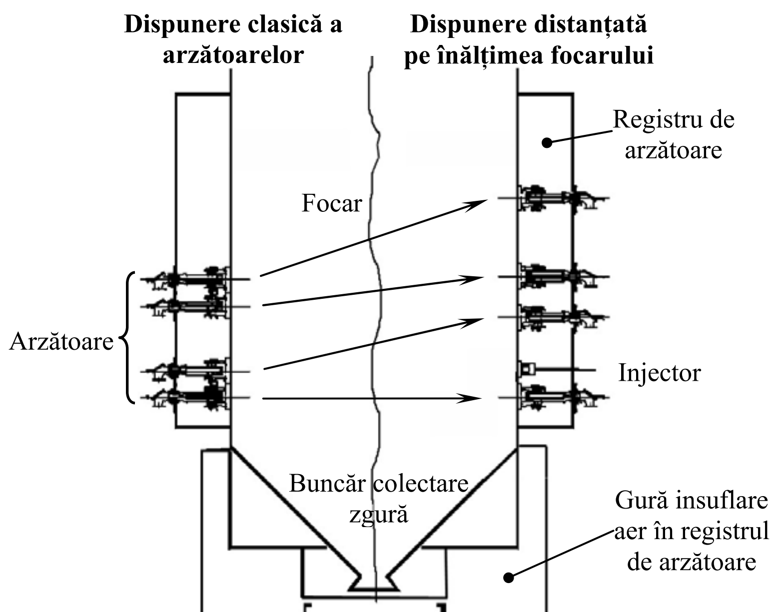


Fig. 3.8. Dispunere clasică și dispunere distanțată a arzătoarelor

Acest sistem de injectoare de aer, suplimentare, este realizat de corporația Foster Wheeler. Scopul inițial al instalării acestui sistem a fost acela de a reduce depunerile de zgură, pe arzătoare și pe vaporizator, fiind, ulterior, dezvoltat pentru micșorarea vitezei de corodare din zona reducătoare, situată la partea inferioară a focarului [3.35].

Instalarea acestui tip de injectoare de aer nu micșorează, însă, și viteza de depunere a cenușii, pe elementele constructive ale părții superioare a vaporizatorului. În această zonă, există alte echipamente de curățare a funinginii.

O altă soluție, mai puțin eficientă, însă, din punctul de vedere al reducerii emisiei de NO_x, constă în micșorarea dimensiunilor buncărului cazanului și a zonei de combustie a arzătoarelor, simultan cu mărirea distanței dintre rândul inferior de arzătoare și nivelul de prindere al buncărului.

Creșterea duratei de rezidență a combustibilului, în focar, deteremină reducerea cantității de carbon nears, micșorarea vitezei de depunere a zgurii, la partea inferioară a focarului, și reducerea temperaturii gazelor, la intrarea acestora în zona convectivă a cazanului [3.35].

Pentru ca injectoarele de aer să fie eficiente, ele trebuie instalate între extremitatea coloanei de arzătoare și pereții laterali ai focarului, așa cum se poate observa din figura 3.9 [3.35, 3.41].

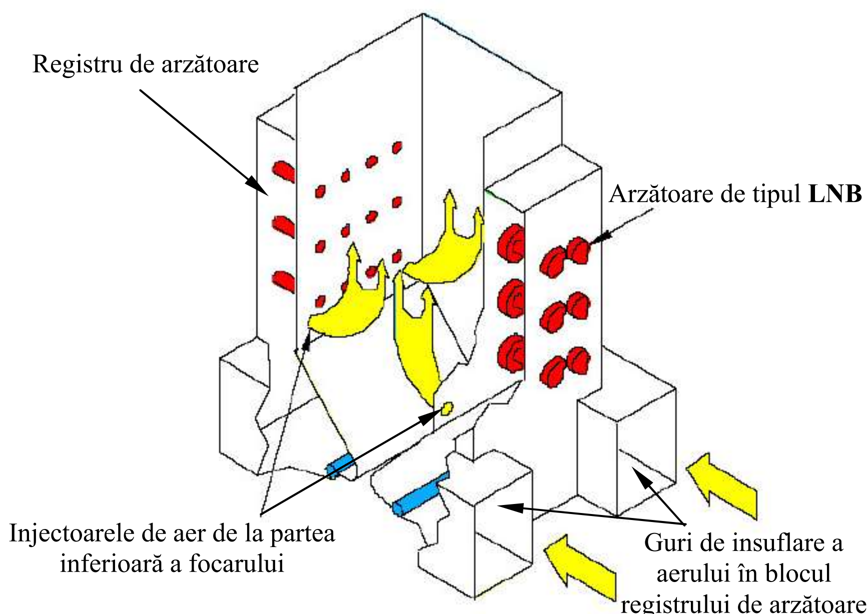


Fig. 3.9. Poziţionarea injectoarelor de aer, de tip Foster Wheeler, în focar

Alegerea corespunzătoare a arzătoarelor, în strânsă concordanţă cu dimensiunile focarului, limitează cantitatea de oxigen, disponibilă formării de oxizi de azot, şi crează o astfel de formă a flăcării, încât să se reducă timpul de rezidenţă a combustibilului, în acele zone în care temperatura este de ordinul a 1500 ^{o}C. Se obţin, astfel, rezultate satisfăcătoare, mai ales în cazul arderii cărbunilor cu conţinut mediu şi redus de azot organic [3.50].

3.2.1.2. Arderea în trepte

Tehnica arderii în trepte este utilizată, începând încă din anii 1970, în S.U.A. şi Japonia, primele aplicaţii industriale, în Europa, apărând abia după 10 ani.

Principial, arderea în trepte constă în dozarea introducerii aerului în focar, astfel încât să se obţină o concentraţie scăzută de oxigen, în zona principală de combustie. În acest fel, se creează un mediu reducător, bogat în combustibil, înregistrându-se, simultan, şi o oarecare scădere a temperaturii teoretice (adiabatice) de ardere [2.15, 2.21, 2.58, 2.70].

Dependenţa temperaturii adiabatice de ardere (T_t) de coeficientul de exces de aer (λ), de temperatura aerului de alimentare şi de gradul de diluţie al acestuia este ilustrată în figura 3.10. În figura 3.10.a, curbele sunt trasate pentru o huilă cu compoziţie elementară cunoscută [3.56], fără azot organic, iar curbele din figura 3.10.b evidenţiază e-

fectul injectării unei cantități de abur, în focar [3.38].

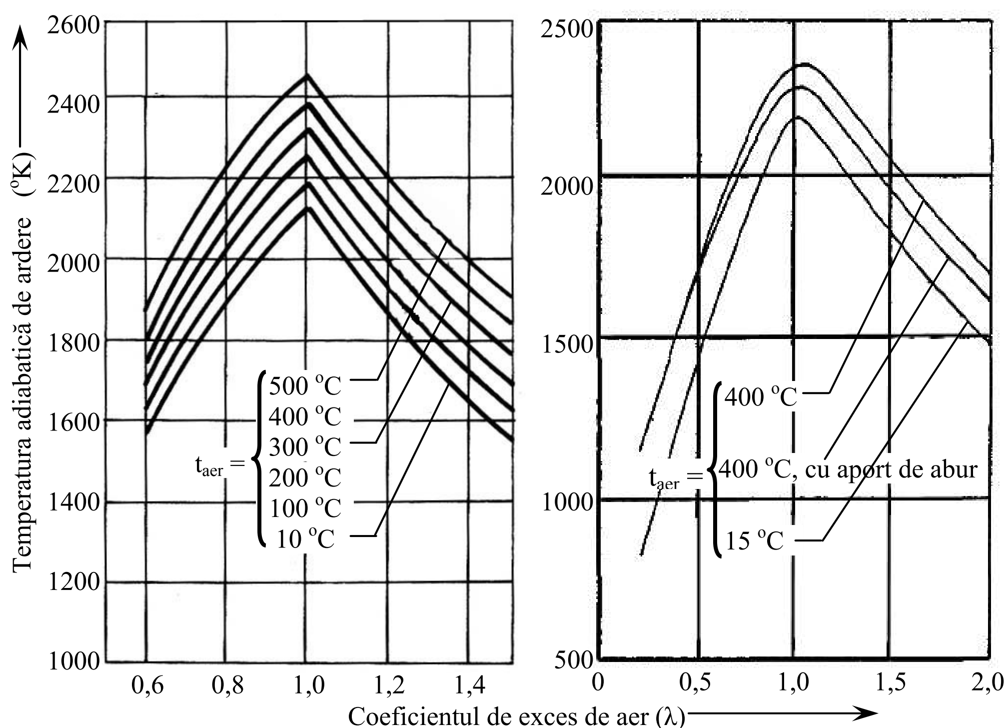


Fig. 3.10. Dependența temperaturii teoretice de ardere de coeficientul excesului de aer, de temperatura și diluția (aport de abur) aerului necesar arderii

Din figura 3.10, se poate observa influența majoră a coeficientului de exces de aer asupra temperaturii adiabatice, în timp ce temperatura aerului sau gradul de diluție a acestuia nu au o influență la fel de semnificativă.

Atât crearea mediului reducător, cât şi reducerea temperaturii, în zona principală de combustie, au ca efect reducerea cantității de NO_x. Pentru a ilustra dependența concentrației de NO, din gazele de ardere, de temperatură şi de coeficientul excesului de aer, pot fi trasate curbe de forma celor prezentate în figura 3.11 [3.56]. Astfel, pentru arderea prafului de huilă, într-un focar ciclon, cu un coeficient al excesului de aer λ = 1,05 şi o temperatură a aerului de alimentare t_a = 400 °C, rezultă temperatura teoretică T_t = 2580 °K. Pentru aceeaşi temperatură a aerului, însă la un coeficient de exces de aer λ = 0,8, se obține T_t = 2430 °K. Utilizând astfel de date şi curbe de tipul celor prezentate în figura 3.11, rezultă o concentrație de NO de aproximativ 10 ori mai mare în primul caz, în raport cu cazul în care λ = 0,8.

Arderea imperfectă a combustibilului ($\lambda < 1$) face ca în gazele de ardere să se formeze anumite cantități de CO şi H_2, care, la temperatura înaltă din focar, reacționează cu NO, micşorând, în măsură şi mai mare, concentrația finală a NO_x.

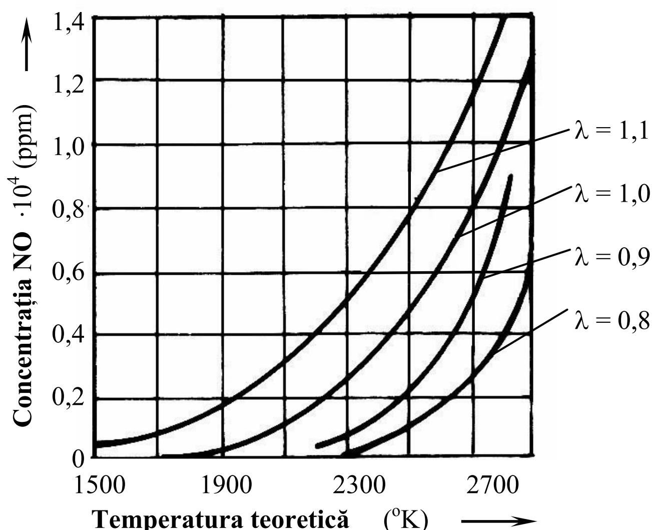


Fig. 2.11. Dependenţa emisiei de NO de temperatura teoretică de combustie şi de coeficientul excesului de aer

Tehnica arderii în trepte, în anumite forme particulare de aplicare, determină reducerea, cu până la 60 ÷ 65 %, a emisiei de NO_x a generatoarelor de abur.

Principiul arderii în trepte poate fi aplicat în două variante practice:

- ✓ ardere în trepte individuală, pe fiecare arzător în parte;
- ✓ ardere în trepte globală, pe întregul focar.

Aplicarea tehnicii arderii în trepte, la nivelul arzătoarelor, implică realizarea unor arzătoare de construcţie specială, prin intermediul cărora să poată fi, foarte bine, controlat amestecul de combustibil şi aer, astfel încât să se reducă temperatura flăcării şi concentraţia de oxigen, în anumite etape ale combustiei. În acest mod, se reduce atât cantitatea de NO_x termic, cât şi cantitatea de NO_x rezultată din azotul conţinut de combustibil. Zona din focar, în care se obţin aceste efecte, este zona centurii de arzătoare. Restul de aer, necesar combustiei complete, este insuflat în aval de zona principală de combustie, unde temperatura este deja destul de coborâtă încât să nu se mai formeze o cantitate însemnată de NO_x.

Dacă în cazul focarelor cu ardere tangenţială, la care arzătoarele sunt dispuse în colţurile focarului (figura 3.12,a), nu este necesară utilizarea unor arzătoare speciale, efectul de reducere a temperaturii fiind obţinut prin dispunerea pe verticală a injectoarelor de combustibil şi de aer, în cazul dispunerii arzătoarelor în pereţii focarului (figura 3.12,b), soluţia eficientă de reducere a emisiei de NO_x este aceea de utilizare a arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (**LNB**). Utilizarea acestor arzătoare poate determina reducerea, cu până la 50 ÷ 65 %, a emisiei de NO_x, în cazul generatoarelor de abur în care se arde cărbune pulverizat [3.30, 3.51, 3.70].

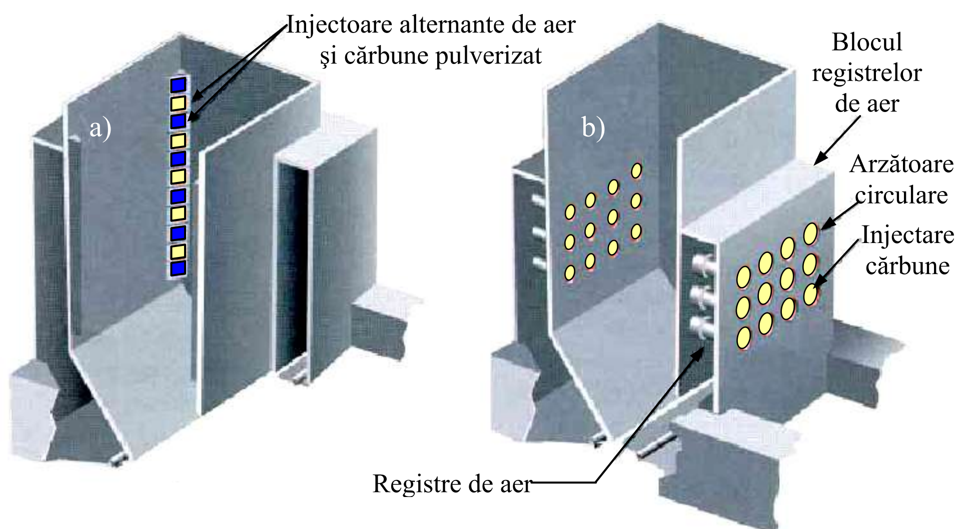


Fig. 3.12. Dispunerea arzătoarelor în colțurile (a) şi în pereții focarului (b)

Arzătoarele cu emisie redusă de NO_x (**LNB**) au început să fie realizate în anii 1970, sub forma arzătoarelor turbionare, şi au evoluat până la construcții foarte complexe, în care fluxurile de aer şi de combustibil sunt separate în mai multe componente, foarte bine controlate sau care crează fascicule turbionare de flacără [3.51]. Firme producătoare de arzătoare cu emisie redusă de NO_x, de ultimă generație, sunt Foster Wheeler Energy Corporation, The Babcock & Wilcox Company, Parker Boiler Company, Hamvorthy Combustion Engineering, Combustion Associates Inc. etc.

Practic, indiferent de tehnică intracombustie, adoptată pentru reducerea emisiei de NO_x, eficiența sistemului depinde de echilibrul aer - combustibil, la nivelul arzătoarelor. Rezultă, astfel, că arzătoarele cu emisie redusă de NO_x trebuie astfel proiectate încât să nu funcționeze în următoarele condiții [3.29, 3.42]:

- ✓ cu exces mare de aer, fapt care conduce la formarea unei flăcări stabile, scurte, însă cu emisie semnificativă de NO_x;
- ✓ cu exces semnificativ de combustibil, caz în care flacăra are lungime mare, poate să ardă intermitent, emisia de CO şi de carbon nears este semnificativă, iar tendințele de depunere a cenuşii zburătoare şi de corodare a țevilor vaporizatorului sunt accentuate.

Pentru exemplificare, în figura 3.13 este dată reprezentarea schematică un arzător de tip CF/SF (Controoled Flow/Split Flame) realizat de Foster Wheeler Energy Company [3.35, 3.51, 3.70]. Acest tip de arzător este foarte flexibil, putând fi utilizat pentru o gamă largă de sorturi de cărbune.

Utilizarea acestui tip de arzătoare poate reduce emisia de NO_x cu până la 60 %, menținând un profil scurt al flăcării.

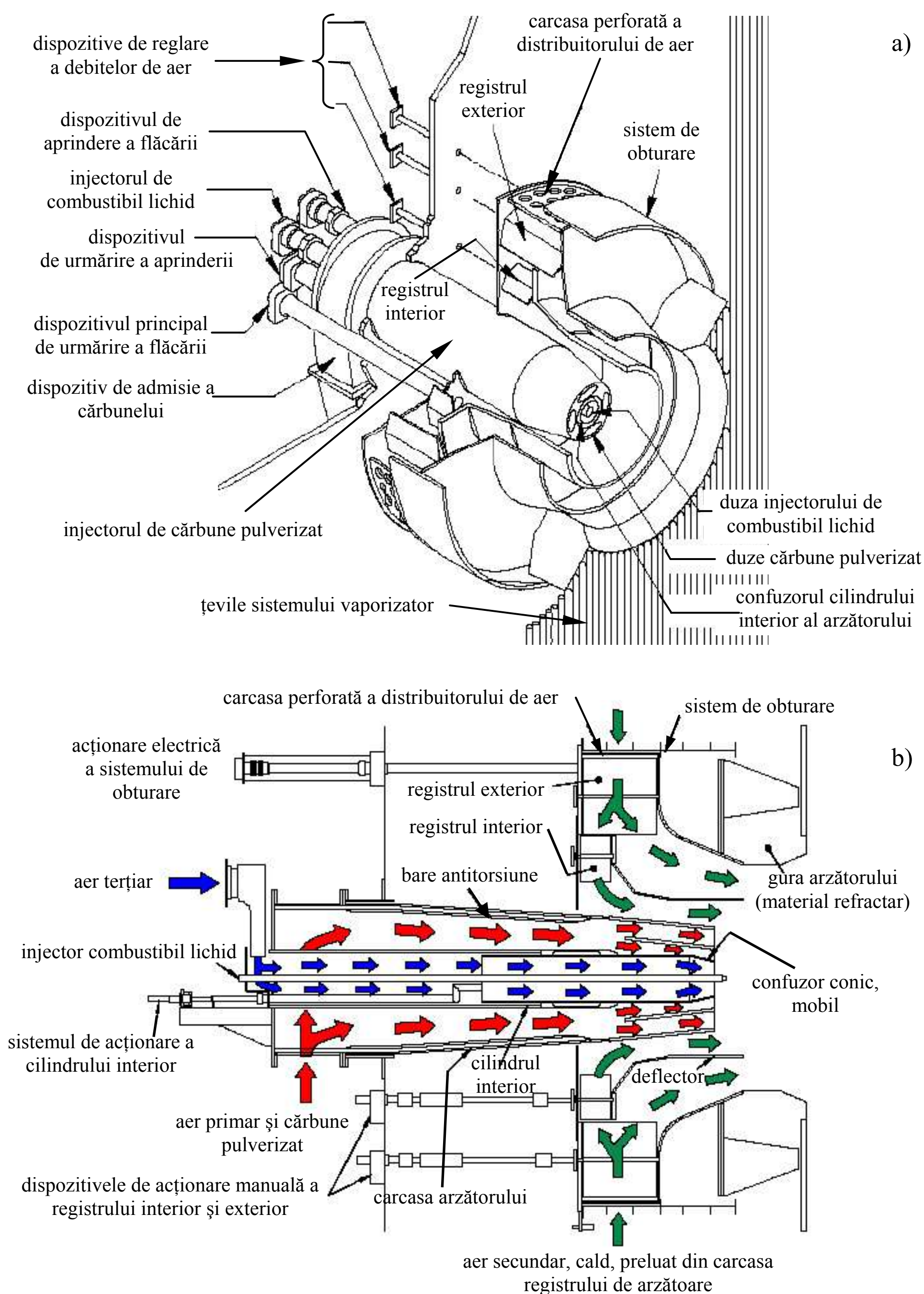


Fig. 3.13. Arzător cu emisie redusă de NO_x, de tip CF/SF - Foster Wheeler Energy Company:
a) reprezentare generală; b) circulaţia fluxurilor de combustibil şi de aer.

Reducerea emisiei de NO_x se realizează prin controlul debitului de aer secundar şi prin introducerea în trepte, la nivelul arzătorului, a aerului primar şi a cărbunelui pulverizat.

Din punct de vedere constructiv, arzătoarele pot fi [3.29, 3.30, 3.35]:

- ✓ de tip registru dual, cu control asupra fluxurilor de aer şi asupra turbulenței în flacără, arderea în trepte fiind realizată la nivelul aerului necesar combustiei;
- ✓ cu flacără fasciculară, realizată prin intermediul unor duze distincte de injectare a cărbunelui, arderea în trepte fiind realizată şi la nivelul combustibilului;
- ✓ arzător turbionar autostabilizator, care funcționează pe principiul recirculării interne a gazelor de ardere.

În cazul arzătoarelor de tip registru dual, aerul secundar este insuflat concentric cu fluxul de combustibil pulverizat, pe toată circumferință duzei de injectare a acestuia. Debitul de aer secundar este separat în două fluxuri distincte, care trec prin registrele interior şi exterior. Aceste fluxuri de aer sunt controlate separat. În plus, aerului care trece prin registrul exterior i se imprimă o mişcare turbionară, generată de prezența unor aripioare radiale.

Forma flăcării şi, implicit, emisia de NO_x pot fi modificate prin reglarea corespunzătoare a poziției clapetelor de acces a aerului, prin cele două registre. Reglarea poziției clapetelor se efectuează numai în timpul probelor de punere în funcțiune a arzătoarelor sau în timpul probelor de ajustare, efectuate la schimbarea calității combustibilului utilizat.

Carcasa perforată a distribuitorului de aer are rolul de a uniformiza fluxul de aer secundar, pe tot perimetrul unui arzător, în timp ce sistemul de obturare a carcasei perforate are rolul de a echilibra debitele de aer secundar între arzătoarele care funcționează într-o carcasă comună de distribuție a aerului cald.

Registrul interior reglează cantitatea de aer secundar introdusă local, în jurul duzei de insuflare a amestecului de aer primar şi cărbune pulverizat. Prin intermediul acestui flux de aer se realizează reglarea fină a cantității totale de aer, care trebuie să se regăsească în vecinătatea gurii arzătorului.

Controlul foarte bun al amestecului de aer şi combustibil, chiar din faza devolatilizării inițiale, forțează aprinderea cărbunelui, în absența oricărui exces de oxigen, inhibând, astfel, formarea de NO_x. Inițierea combustiei, în astfel de condiții, permite controlul mai bun al profilului flăcării şi al eficienței arderii [3.35].

Dacă arzătoarele turbionare şi cele cu registru dual sunt realizate de majoritatea firmelor producătoare de astfel de echipamente, arzătoarele cu flacără fasciculară sunt realizate, actualmente, numai de compania Foster Wheeler. Acest tip de arzătoare controlează, pe lângă fluxurile de aer secundar (şi terțiar), caracteristicile jetului de aer primar şi combustibil, chiar la ieşirea acestora din duzele corespunzătoare. Asocierea acestor metode de control permite o forte bună flexibilitate în funcționarea arzătoarelor, pentru o gamă foarte largă de cărbuni energetici.

Reglarea suplimentară constă în separarea pulberii de cărbune în patru fluxuri

concentrate, realizându-se efectul de ardere în trepte şi la nivelul combustibilului, inhibându-se, astfel, formarea ulterioară de NO_x [3.35, 3.51, 3.70]. Prin această tehnică, se realizează controlul amestecării cărbunelui pulverizat cu aerul secundar, chiar din zona în care jetul de combustibil începe să se disipeze în fluxul de aer secundar.

În centrul arzătorului se află un confuzor conic, care, împreună cu cele patru duze de insuflare a cărbunelui, formează zona de trecere a debitului de aer ce transportă cărbunele pulverizat. Deplasarea axială a confuzorului determină modificarea vitezei jetului de aer şi combustibil. În acest fel, arzătorul poate funcționa la raportul optim al vitezelor jeturilor de aer primar şi secundar, rezultând atât un control mai bun al emisiei de NO_x, cât şi o combustie mai apropiată de aceea completă [3.35].

Arzătoarele turbionare autostabilizatoare realizează reducerea temperaturii flăcării prin recircularea internă a gazelor de ardere, fără a fi afectată stabilitatea acesteia. Debitul de aer secundar este separat în două fluxuri, ca şi la arzătoarele cu registru dual, în fluxul mai apropiat de axul arzătorului introducându-se, însă, şi o cantitate de gaze de ardere, prin intermediul unui ejector [3.29]. Creşterea temperaturii, în prima parte a fluxului primar, face să crească viteza de reacție şi stabilitatea flăcării. Pe de altă parte, însă, concentrația redusă a oxigenului, din gazele de ardere, face să scadă temperatura maximă şi, implicit, cantitatea totală de NO_x.

Practic, indiferent de soluția constructivă adoptată pentru arzătoarele cu emisie redusă de NO_x, întârzierea formării amestecului şi controlul strict al cantităților de aer şi de combustibil au ca efect crearea unui nucleu de flacără bogat în combustibil şi cu temperatură redusă (figura 3.14) [3.15, 3.23, 3.38, 3.58, 3.70]. În această zonă (A, B şi C din figura 3.14), are loc eliberarea materiilor volatile, se formează radicali liberi hidrocarbonați şi au loc reacții de reducere a NO_x. Combustia este definitivată în zona oxidantă a flăcării (zona D - figura 3.14).

Reducerea cantității de aer din zona primară de combustie, specifică arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x, poate avea însă şi o serie de efecte secundare, nedorite. Astfel, se poate înregistra creşterea cantității de nearse, accentuarea tendinței de depunere a cenuşii zburătoare şi creşterea vitezei de corodare a vaporizatorului [3.51].

Creşterea cantității de carbon nears determină atât reducerea randamentului arderii, cu impact direct asupra costurilor de producere a energiei, cât şi modificarea proprietăților electrice ale cenuşii zburătoare, fapt care poate afecta nefavorabil gradul de separare al electrofiltrelor. De asemenea, prezența carbonul nears, în cenuşa zburătoare, diminuează posibilitatea utilizării acesteia în industria prefabricatelor pentru construcții şi, ca agregat, în construcția de drumuri.

Efectele nedorite ale utilizării arzătoarelor de tip **LNB** pot fi contracarate prin:

- ✓ creşterea fineții de pulverizare a cărbunelui,
- ✓ controlul strict al distribuției fluxurilor de aer şi de combustibil,
- ✓ acoperirea țevilor sistemului vaporizator, cu materiale rezistente la coroziune.

Dezvoltările actuale din domeniul arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x sunt orientate, în principal, spre creşterea turbulenței fluxului de combustibil, chiar din interi-

orul arzătorului, şi spre compactizarea acestor echipamente. Au fost realizate, astfel, arzătoare turbionare cu flacără fasciculară (*Vortex Series/Split Flame Low NO_x Burners*), care permit, prin simpla lor utilizare, reducerea cu 50 ÷ 65 % a emisiei de NO_x, în condițiile unui impact minim asupra regimului de exploatare al generatorului de abur şi asupra cantității de carbon nears [3.51, 3.54].

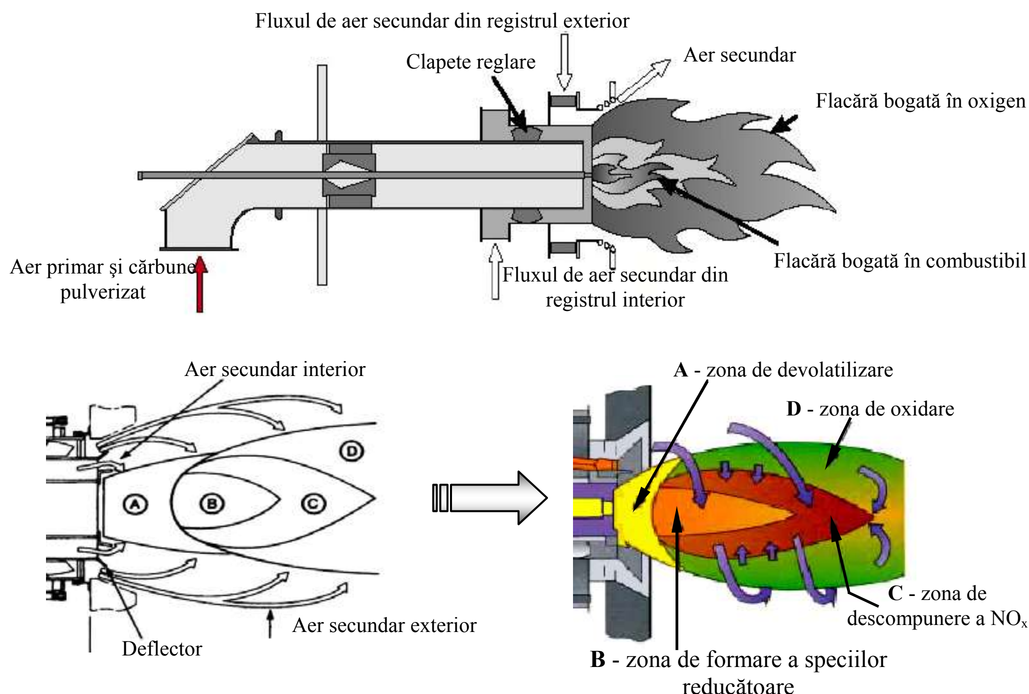


Fig. 3.14. Diagrama zonelor de combustie create în flacăra unui arzător cu emisie redusă de NO_x (detaliu de flacără al unui arzător realizat de The Babcock &Wilcox Company)

Arderea în trepte globală, pe întregul focar, constă în conducerea diferențiată a combustiei în diferite zone ale acestuia. Astfel, la partea inferioară a focarului, arderea are loc în condițiile unui deficit de oxigen, restul aerului, necesar unei combustii complete, fiind introdus la partea superioară a focarului.

Principiul metodei este acelaşi pentru toate tipurile de cazane energetice, însă aplicarea metodei depinde de tipul constructiv al focarului. Astfel, reducerea formării de NO_x se obține prin crearea, în zona principală de combustie, a unui amestec carburant bogat în combustibil, utilizând una dintre următoarele metode:

- ✓ introducerea, în zona arzătoarelor, numai a unei părți din cantitatea totală de aer necesar arderii complete, restul fiind insuflat deasupra centurii de arzătoare – tehnică aplicabilă în cazul focarelor având arzătoarele instalate în pereții acestora (figura 3.12.b);

- ✓ blocarea unor guri de aer secundar, situate imediat deasupra şi dedesubtul gurilor de insuflare a amestecului de aer primar şi cărbune pulverizat, cu scopul întârzierii formării amestecului carburant - tehnică aplicabilă în cazul focarelor cu arzătoare de tip fantă, dispuse în colțurile focarului (figura 3.12.a);
- ✓ dirijarea jetului de aer secundar în afara nucleului sferei de foc - tehnică aplicabilă în cazul focarelor tangențiale, cu arzătoare dispuse în colțurile focarului.

În cazul în care arzătoarele sunt dispuse în pereții focarului, în zona arzătoarelor se introduce numai 80 % din aerul necesar arderii, restul cantității de aer fiind insuflate deasupra centurii arzătoarelor, într-o cantitate care să asigure o valoare globală a coeficientului de exces de aer mai mare de 1,05. Această tehnică, prin care se controlează aerului necesar arderii, pe înălțimea focarului, poartă denumirea de metoda *Over Fire Air* (**OFA**) sau metoda aerului secundar superior, şi nu trebuie, neapărat, asociată cu utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (**LNB**).

Simpla reabilitare a cazanelor clasice, care ard cărbune pulverizat, în sistem *Over Fire Air* poate determina reducerea emisiilor de NO_x, cu până la 20 ÷ 40 % [3.15, 3.23, 3.41, 3.55, 3.70]. Valorile mai mari ale gradului de reducere a emisiei se pot obține pentru debite de aer superior ce depăşesc 20 % din cantitatea totală de aer, obținându-se, astfel, o reducere mai importantă a temperaturii şi, implicit, şi a cantității de NO_x termic.

Sistemele **OFA** clasice preiau o parte din aerul secundar, vehiculat prin carcasa blocului de arzătoare, insuflându-l deasupra centurii de arzătoare, aşa cum se poate observa din figura 3.15 [3.23].

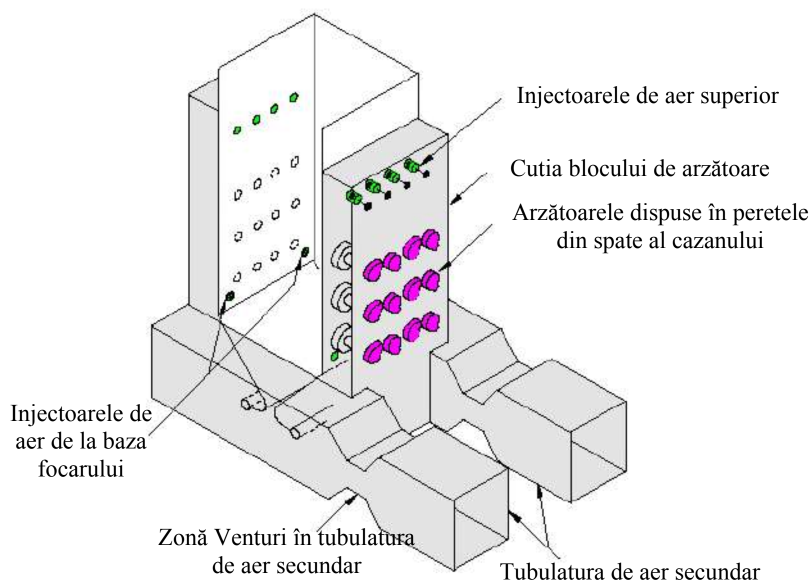


Fig. 3.15. Sistem **OFA** (*Over Fire Air*) clasic

Reducându-se raportul combustibil/aer, în zona principală de combustie, diferitele combinații ale azotului organic sunt forțate să formeze azot molecular, diminuându-se, astfel, cantitatea de NO_x eliberată.

Dimensionarea corectă a sistemului **OFA**, atât în ceea ce priveşte poziționarea injectoarelor de aer, cât şi debitul de aer superior, este esențială pentru obținerea unei flăcări stabile şi pentru evitarea combustiei incomplete.

Dimensionarea incorectă conduce la emisii semnificative de CO, de carbon nears, randament scăzut al combustiei şi accelerarea ritmului de corodare a sistemului vaporizator. Chiar dacă aerul injectat la baza focarului are rol de reducere a vitezei de corodare a țevilor vaporizatorului (§ 3.2.1.1.), acesta nu poate evita, totuşi, corodarea, în condițiile adoptării unui sistem **OFA** incorect. Viteza de corodare este cu atât mai mare cu cât cantitatea de sulf, conținută de combustibil, este mai mare. Prezența unor compuşi precum CO şi H_2S, în vecinătatea pereților focarului, conduce la deteriorarea rapidă a sistemului vaporizator, motiv pentru care metoda clasică este aplicabilă, mai ales, unităților în care se arde combustibil cu conținut redus de sulf [3.41].

Zona din focar, în care fenomenele nedorite de corodare şi de colmatare a țevilor vaporizatorului se desfăşoară cu maximă intensitate, este evidențiată în figura 3.16.

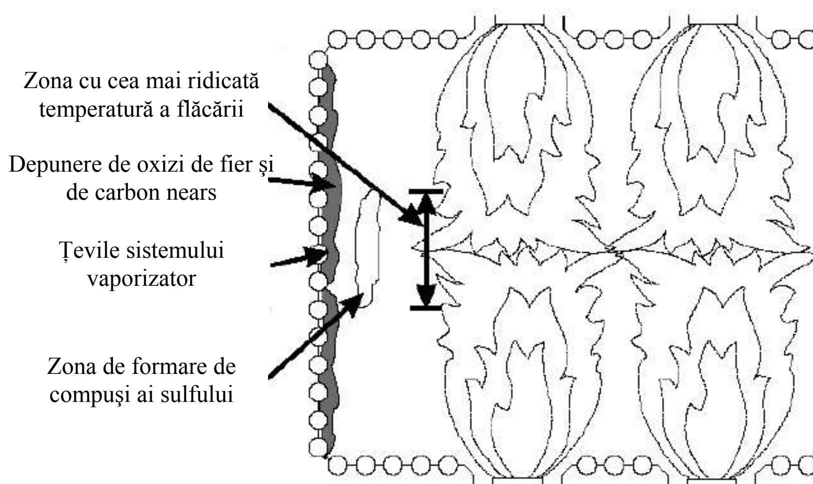


Fig. 3.16. Zonele din focar în care fenomenele de corodare şi colmatare sunt intense

Colmatarea țevilor vaporizatorului este cu atât mai rapidă cu cât conținutul de fier al cărbunelui este mai ridicat, cu cât temperatura pereților țevilor este mai mare şi cu cât coeficientul de exces de aer este mai redus. Astfel, colmatarea este rapidă în cazul folosirii unor cantități mari de aer superior (30 ÷ 40 % din aerul necesar combustiei complete) la cazanele cu străbatere forțată, la care temperatura pereților țevilor sistemului vaporizator este mai mare decât la cazanele cu circulație naturală [3.23].

Corodarea țevilor este accelerată atunci când conținutul de sulf din combustibil

este ridicat şi când condiţiile de ardere sunt mult substoichiometrice, coeficientul excesului de aer având valori de ordinul a 0,7 ÷ 0,8 (cantitate mare de aer superior).

În aceste condiţii, devine şi mai evident faptul că dimensionarea corectă a sistemului **OFA**, funcţie de tipul cazanului şi de caracteristicile combustibilului, este esenţială pentru asigurarea unei durate de viaţă corespunzătoare a cazanului, cu cheltuieli de întreţinere minime şi la un raport optim *randament al combustiei/emisii poluante*.

Pentru un cât mai bun control al emisiilor de NO_x, injectoarele de aer ale sistemului OFA trebuie plasate la cea mai mare distanţă posibilă, în raport cu centura arzătoarelor. În acest fel, se măreşte timpul de rezidenţă al combustibilului, în zona în care se poate controla cantitatea de NO_x, şi în care pot fi minimizate emisiile de CO şi de nearse. Pe de altă parte, însă, această distanţă trebuie aleasă astfel încât timpul de rezidenţă al combustibilului, de la locul de injectare a aerului superior şi până la ieşirea gazelor din focar, să fie suficient de mare pentru a asigura arderea completă.

Cantitatea de aer insuflată prin injectoarele sistemului **OFA**, ca şi viteza de injectare a aerului superior, trebuie astfel alese încât să se asigure cantitatea de oxigen necesară arderii complete, în condiţiile realizării unui amestec foarte bun între combustibil şi aer, în zona superioară a focarului. În acest fel, sunt diminuate emisiile de CO şi de nearse, evitându-se, în acelaşi timp, existenţa unei atmosfere puternic reducătoare, în zona de deasupra injectoarelor de aer superior [3.23].

Sistemele **OFA** avansate (**AOFA**) combină principiul clasic al creării unei flăcări bogate în combustibil şi a unui mediu reducător, în zona principală de combustie, cu un control mai bun al amestecului de aer superior şi de gaze de ardere, de deasupra flăcării (figura 3.17), pentru a obţine o combustie completă.

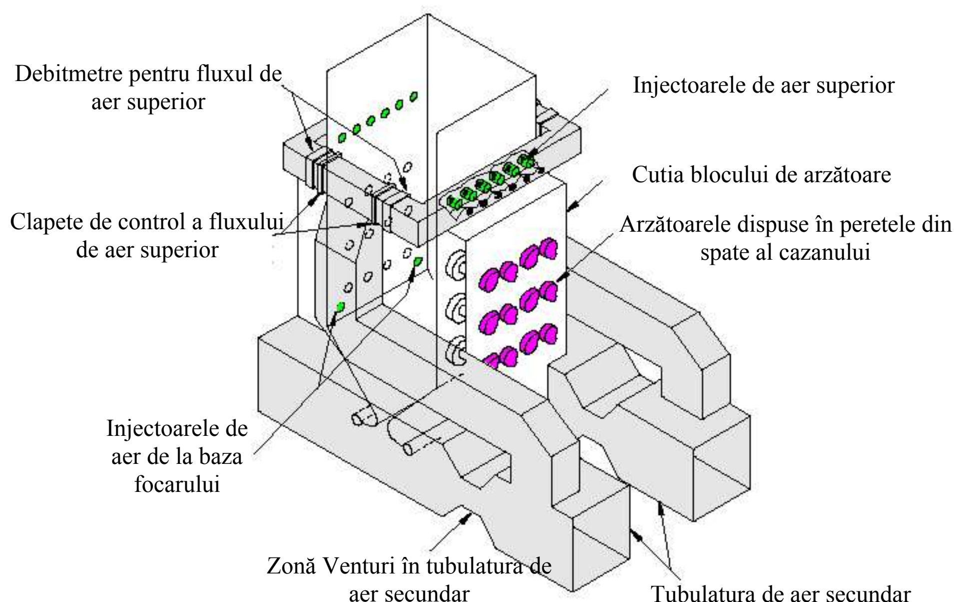


Fig. 3.17. Reprezentare schematică a sistemului OFA avansat (*Advanced Over Fire Air*)

În plus, în cazul sistemelor **AOFA**, aerul superior este introdus la o temperatură mai mică decât în cazul sistemelor OFA clasice, acesta fiind preluat direct din tubulatura de aer secundar şi nu din registrul comun al arzătoarelor (figura 3.17) [3.23].

Chiar dacă sistemele **AOFA** introduc o cantitate de aer superior egală cu aceea a sistemelor **OFA** clasice (20 % din cantitatea totală de aer, rezultând un coeficient de exces de aer de 0,95, în zona principală de combustie), viteza de insuflare a aerului superior este mai mare, obţinându-se, astfel, un amestec mai bun între gazele de ardere şi aerul necesar definitivării combustiei. În acelaşi scop, numărul de injectoare de aer superior este mai mare la sistemele **AOFA** decât la sistemele **OFA**. Viteza mai mare de insuflare a aerului superior determină o adâncime de penetrare mai mare a acestuia, în focar, astfel încât fluxurile de gaze şi de combustibil se deplasează pe acele direcţii care implică creşterea duratei de rezidenţă, în zona de definitivare a arderii (figura 3.18) [3.70].

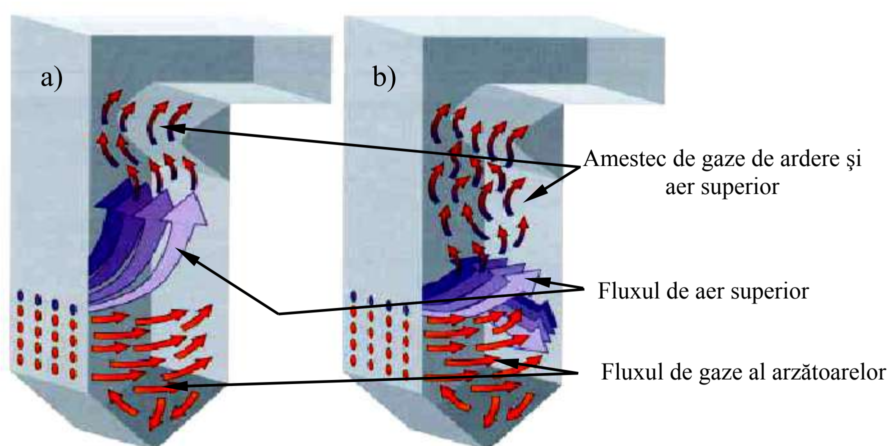


Fig. 3.18. Fluxurile de gaze şi de aer specifice sistemelor **OFA** (a) şi **AOFA** (b)

Sistemele **AOFA** sunt realizate de către compania Foster Wheeler [3.23, 3.41, 3.70], care realizează astfel de sisteme şi pentru retrofitul unităţilor aflate în exploatare [3.23, 3.41].

Reprezentarea schematică a modificărilor constructive necesare instalării unui sistem **AOFA**, la un cazan cu arzătoare dispuse în pereţii focarului, este dată în figura 3.19 [3.23]. Reprezentarea este dată numai pentru echipamentele instalate pe peretele frontal, o construcţie asemănătoare existând şi pe peretele din spatele focarului.

În cazul retrofitului unei unităţi existente, viteza de insuflare a aerului secundar superior este mai mică decât în cazul unităţilor noi, iar cantitatea de aer superior poate fi redusă până la 15 % din cantitatea totală de aer, necesară arderii complete. În acest fel, se reduce, semnificativ, cantitatea de carbon nears. Reducerea suplimentară a debitului de aer secundar superior nu este recomandabilă, deoarece cantitatea de NO_x nu

poate fi redusă cu mai mult de 30 %.

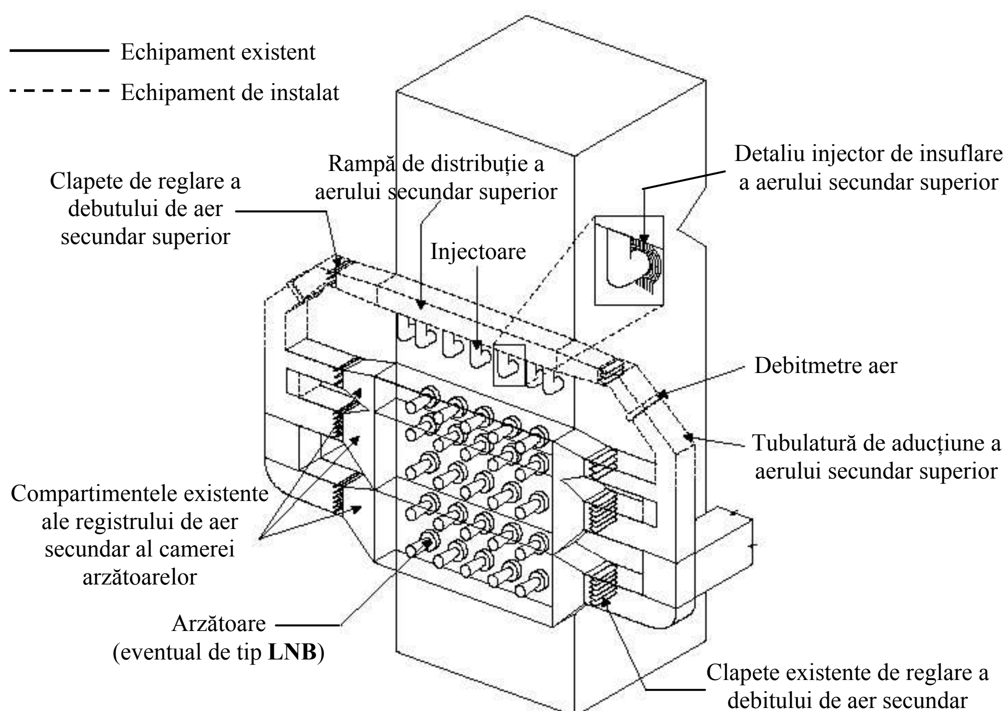


Fig. 3.19. Retehnologizarea focarului unui cazan energetic prin instalarea unui sistem **AOFA**

Instalarea sistemului OFA implică un studiu al aerodinamicii arzătoarelor, astfel încât forma flăcării şi repartiția temperaturilor, în interiorul acesteia, să nu fie afectate de insuflarea aerului secundar superior (în ipoteza în care arzătoarele sunt deja de tipul celor cu emisie redusă de NO_x). Practic, se constată că este suficientă doar o uşoară reducere a debitului de aer secundar, insuflat prin arzătoare [3.23]. În aceste condiții, nu este necesară schimbarea ventilatoarelor de alimentare ale cazanului, reducându-se efortul de investiție al retrofitului.

O aplicație specială a sistemului **OFA** este aceea corespunzătoare arzătoarelor de tip celular. Aceste arzătoare sunt formate din grupuri de câte două arzătoare identice, mai rar grupuri de trei, care asigură o combustie foarte eficientă, în condițiile unor construcții compacte ale focarelor. Arzătoarele celulare sunt proiectate astfel încât să permită amestecarea rapidă a combustibilului şi a aerului, rata combustiei fiind foarte ridicată. Distanța redusă dintre arzătoare şi formarea rapidă a amestecului carburant determină micşorarea dimensiunilor flăcării şi eliberarea rapidă a cantității de căldură, mărind, pe ansamblu, eficiența cazanului, echipat cu astfel de arzătoare. Pe de altă parte, însă, creşterea temperaturii flăcării determină formarea unei cantități mari de NO_x, atât din azotul de origine organică, cât şi din cel introdus cu aerul necesar arderii.

Arzătoarele celulare, standard, sunt realizate din două arzătoare de tip registru, instalate foarte aproape unul de celălalt, într-o asamblare pe verticală (figura 3.20.a). Aceste ansambluri sunt dispuse în pereţii frontali ai focarului, la partea inferioară a acestuia.

Amestecul de cărbune pulverizat şi aer primar este introdus prin fiecare arzător al celulei şi dispersat radial, în fluxul de aer secundar. Această dispersare este realizată de un rotor cu palate, dispus la gura arzătorului (figura 3.20.b) [3.70].

Aerul secundar este preluat din carcasa comună a ansamblului de arzătoare şi dirijat, prin intermediul unui registru reglabil, în jurul duzei de insuflare a cărbunelui. În acest fel, prin intermediul registrului se controlează atât cantitatea de aer, cât şi gradul de turbionare al jetului de aer secundar.

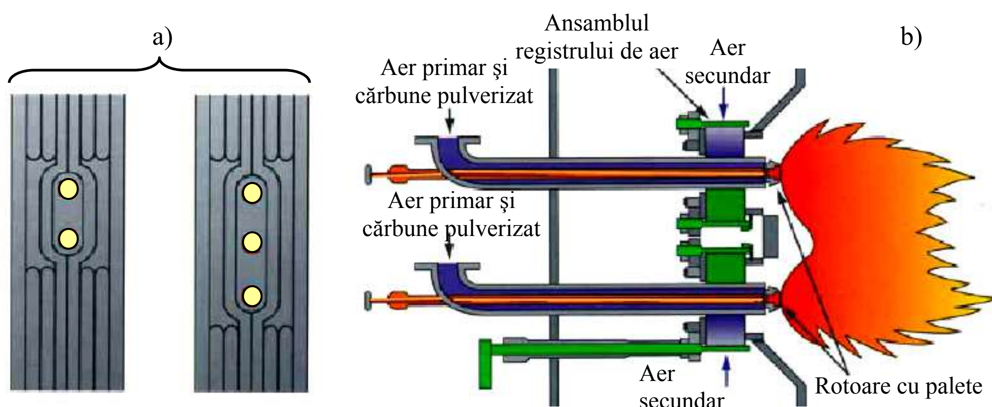


Fig. 3.20. Reprezentarea schematică a unui arzător de tip celular

Înlocuirea arzătoarelor de tip celular cu arzătoare convenţionale cu emisie redusă de NO_x (**LNB**) presupune modificări majore ale cazanului, în zona centurii de arzătoare. Această situaţie se datorează dimensiunilor reduse ale gurilor arzătoarelor celulare, care nu permit obţinerea unor jeturi de aer cu viteză suficient de mică, încât să se asigure arderea în trepte (întârzierea combustiei). De asemenea, datorită dimensiunilor mici ale focarelor echipate cu astfel de arzătoare, încărcarea termică specifică a focarului nu poate fi redusă suficient de mult, pentru a ajunge la un nivel acceptabil al emisiei de NO_x [3.70].

Deoarece numărul unităţilor energetice echipate cu arzătoare de tip celular, pe plan mondial, este relativ mare, se impune adoptarea unor soluţii de reducere a emisiei de NO_x, chiar în condiţiile unei uşoare reduceri a eficienţei combustiei. În acest sens, companian Babcock & Wilcox a realizat o tehnologie alternativă sistemului **LNB**, aplicabilă cazanelor cu arzătoare celulare, tehnologie care poartă denumirea **LNCB** (*Low NO_x Cell Burner Technology*) [3.70].

Această tehnologie implică transformarea injectorului superior al unui arzător ce-

lular în injector destinat, exclusiv, introducerii unui debit de aer secundar, combustibilul fiind introdus numai prin arzătorul inferior al ansamblului.

Prin arzătorul inferior se introduce 60 ÷ 70 % din aerul necesar arderii complete, restul cantităţii de aer fiind insuflată prin arzătorul superior, modificat în injector [3.70]. Evident, o asemenea modificare implică schimbarea tipului arzătorului inferior, astfel încât acesta să poată prelua sarcina introducerii întregii cantităţi de combustibil. Un rotor cu palete, montat la gura arzătorului inferior, realizează amestecul jetului, bogat în combustibil, cu aerul secundar, unghiul paletelor rotorului determinând forma şi lungimea flăcării.

La gura injectorului de aer se instalează clapete, având unghi reglabil, prin care se controlează realizarea amestecului de combustibil şi aer secundar.

Aplicarea acestei tehnologii nu afectează stabilitatea flăcării, indiferent de sarcina cazanului, determină reducerea emisiilor de NO_x cu până la 50%, însă, în condiţiile în care emisiile de CO şi H_2S devin excesiv de mari. Pentru reducerea concentraţiei acestor poluanţi, între arzătoarele celulare de tip **LNCB** se intercalează arzătoare având inversată dispunerea celor două tipuri de injectoare, aşa cum se poate observa din figura 3.21 [3.70].

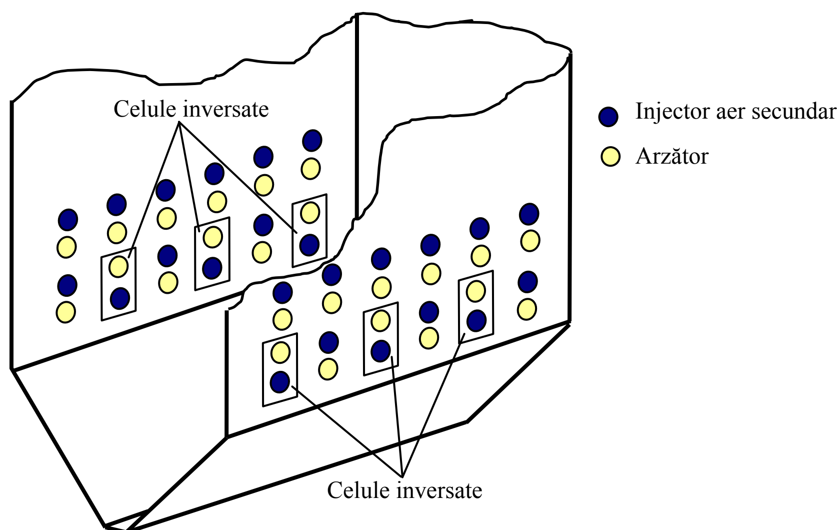


Fig. 3.21. Aranjament de tip **LNCB** al arzătoarelor de tip celular (Babcock & Wilcox)

Metoda **LNCB** nu poate fi aplicată arzătoarelor celulare formate din trei elemente injectoare (figura 3.20,a), însă aplicarea ei, în forma cea mai evoluată, determină reducerea, cu până la 55 %, a emisiei de NO_x, la sarcina nominală a instalaţiei. La sarcini parţiale ale cazanului, metoda are eficienţă mai mică. Astfel, la o sarcină de 60 %, emisia de NO_x se reduce cu numai 47 % [3.70]. De asemenea, ca efect al modificării proprietăţilor cenuşii, se reduce uzura echipamentului de evacuare a cenuşii zburătoare

şi a zgurii, în condiţiile în care nu creşte, semnificativ, riscul de depunerii a cenuşii zburătoare, fine, pe ţevile sistemului vaporizator.

În cazul focarelor tangenţiale, având arzătoarele instalate în colţurile camerei de ardere (figura 3.12,a), metoda arderii în trepte globale are două forme de aplicare, funcţie de complexitatea modificărilor aplicabile coloanelor de arzătoare [3.15, 3.30]:

- ✓ metoda **LNCFS** (*Low NO_x Concentric Firing System*), aplicabilă în cazul reabilitării instalaţiilor aflate în exploatare,
- ✓ metoda **PM** (*Pollution Minimum System*), aplicabilă doar noilor instalaţii.

Camerele de ardere tangenţiale, clasice, sunt echipate cu arzătoare fantă, injectoarele de combustibil şi de aer alternând pe verticală (figura 3.23,a). Fluxurile de aer şi de combustibil sunt dirijate către centrul focarului, unde se formează nucleul de flacără (figura 3.22,a). Prin uşoara deviere a axelor injectoarelor, în raport cu diagonalele secţiunii transversale a focarului, se obţine efectul de turbionare a gazelor de ardere. Axele injectoarelor pot fi deviate uşor şi pe verticală, fapt ce permite controlul repartiţiei temperaturilor, pe înălţimea focarului.

Metoda **LNCFS** diferă de metoda convenţională, a arderii tangenţiale, prin direcţionarea aerului secundar, astfel încât acesta să formeze un cerc exterior nucleului central de aer primar şi combustibil (figura 3.22,b) [3.15, 3.30, 3.70]. Unghiul format de axele celor două jeturi poate fi constant, având o valoare de 25^o [3.15] sau de 22^o [3.70], dar şi variabil, fiind cuprins între 17^o şi $24{,}5^o$ [3.55].

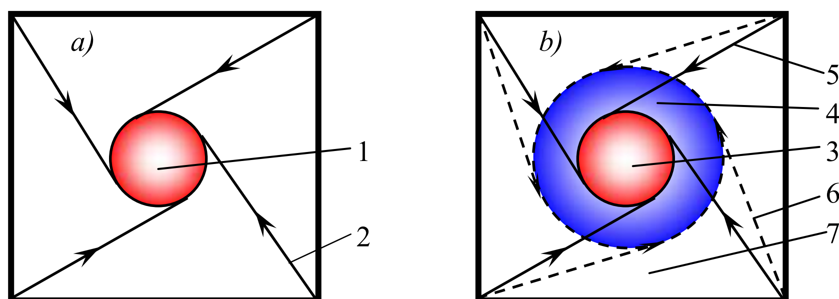


Fig. 3.22. Secţiune transversală prin focar: a) – aranjament tangenţial tradiţional, b) – aranjament de tip **LNCFS**; 1 – turbion de foc central; 2 – jet de combustibil şi aer; 3 – nucleu de flacără bogat în combustibil; 4 - turbion de aer secundar; 5 – jet de combustibil şi aer primar; 6 – jet de aer secundar; 7 - zonă cu concentraţie redusă de combustibil.

Redirecţionarea aerului secundar, către pereţii focarului, are ca efect creşterea stabilităţii flăcării şi crearea unui nucleu de flacără bogat în combustibil, deficitul de oxigen, pe durata procesului de eliberare a volatilelor, permiţând transformarea azotului de origine organică în azot molecular, în detrimentul cantităţii totale de NO_x. Astfel, simpla aplicare a sistemului **LNCFS**, fără alte metode auxiliare, determină reduce-

rea emisiei de NO_x cu până la 20 ÷ 25 % [3.15, 3.70]. În plus, alegerea corespunzătoare a unghiului dintre axele celor două jeturi are ca efect minimizarea depunerilor de funingine, pe vaporizator, şi reducerea vitezei de corodare a ţevilor acestuia.

Datorită simplităţii sale, metoda **LNCFS** poate fi utilizată pentru retehnologizarea unităţilor aflate în exploatare, într-o gamă foarte largă de puteri instalate (25 ÷ 950 MW_e) şi de tipuri de cărbune (de la cărbune bituminos, cu conţinut redus de volatile, până la lignit).

Complementar utilizării sistemului **LNCFS**, se poate utiliza şi tehnica arderii în trepte, prin introducerea unei cantităţi de aer secundar deasupra blocului de arzătoare.

Dacă injectoarele de aer secundar superior sunt instalate foarte aproape unul de celălalt şi sunt dispuse la partea superioară a arzătorului fantă, sistemul poate fi aplicat focarelor aflate în exploatare. O astfel de dispunere combinată a arzătoarelor (pentru a combina sistemele **LNCFS** şi **OFA**) este reprezentată în figura 3.23,b [3.70].

Completarea sistemului **LNCFS** cu introducerea etapizată a aerului secundar, pe înălţime focarului, asigură o reducere a emisiei de NO_x cu până la 35 %.

Sistemele **LNCFS** şi **OFA** pot fi combinate, mai eficient, atunci când se adaugă injectoare suplimentare de aer secundar superior, la partea superioară a arzătorului fantă existent (figurile 3.23,c şi 3.23,d) [3.43, 3.70]. În acest fel, se poate obţine o reducere a emisiei de NO_x cu până la 45 %, însă, în condiţiile în care sunt necesare modificări substanţiale ale focarului. Necesitatea efectuării unor modificări majore, la nivelul arzătoarelor şi al focarului, apropie asocierea **LNCFS+OFA** de metoda **PM**.

Ca şi în cazul celorlalte metode intracombustie, tehnica **PM** constă în dirijarea fluxurilor de aer şi de combustibil astfel încât să se obţină o componentă bogată în combustibil şi alta săracă, controlate în aşa fel încât să se reducă cantitatea de NO_x.

Pentru accentuarea efectului arderii în trepte, injectoarele sunt dispuse sub formă de perechi, pe înălţimea focarului, intercalându-se perechile de injectoare cu flux bogat de combustibil cu cele pentru flux sărac [3.15, 3.29, 3.55]. Rezultă, astfel, o înălţime a focarului mai mare decât aceea a unităţilor clasice, motiv pentru care acest sistem nu este utilizabil în proiectele de reabilitare.

În raport cu focarele cu sistem pur tangenţial, focarele cu sistem **PM** asigură reducerea, cu până la 60 %, a emisiei de NO_x [3.15]. O comparaţie între dispunerea clasică a arzătoarelor şi dispunerea în sistem **PM** este dată în figurile 3.23,e şi 3.23,f.

O variantă a metodei **PM** este şi metoda **TLN** (*Tangential Low* NO_x), dezvoltată de Foster Wheeler Energy Corporation, pentru focarele tangenţiale în care se arde lignit, pornind de la observaţia că arderea în trepte este cea mai eficientă metodă de reducere a emisiei de NO_x, pentru acest tip de focare [3.43].

Pentru a accentua efectul de ardere în trepte, pe înălţimea focarului, se adaugă injectoare de aer secundar superior, având unghi de insuflare reglabil, pe orizontală (figurile 3.23,g şi 3.23,h). Pentru a accentua efectul arderii în trepte, la nivelul jeturilor de cărbune, se modifică construcţia injectoarelor de combustibil şi a celor de aer secundar [3.43].

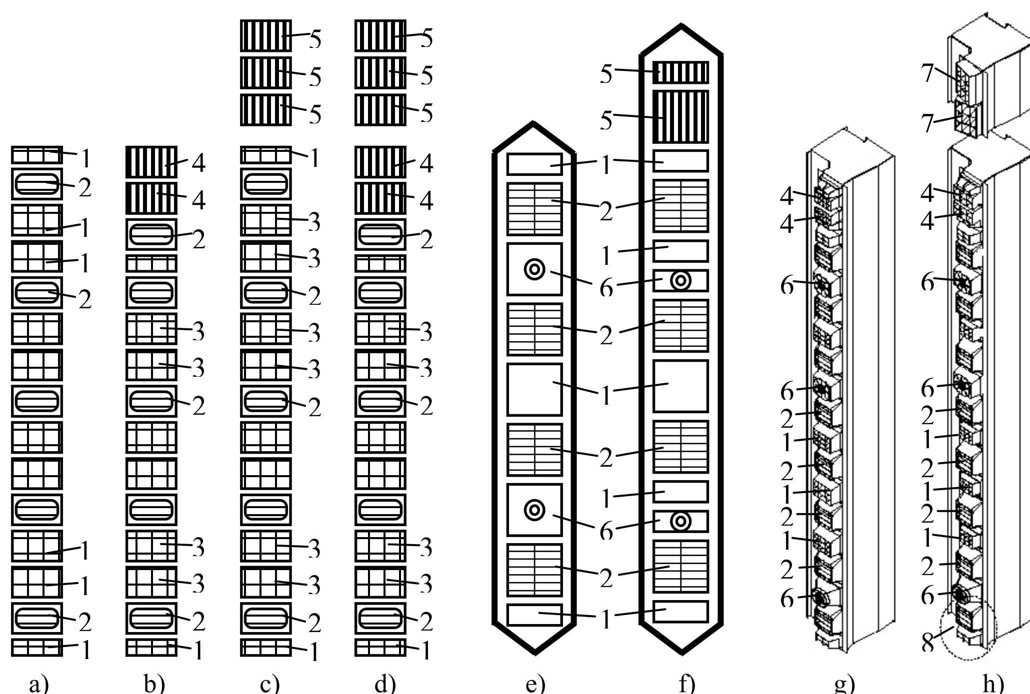


Fig. 3.23. Sisteme de arzătoare fantă dispuse în sistem clasic (a, e) şi în sisteme **LNCFS** asociate cu sisteme **OFA**: 1 - aer secundar; 2 - injector de cărbune pulverizat; 3 - injectoare de aer secundar cu axă deviată (**LNCFS**); 4 - injectoare de aer superior in blocul de arzătoare; 5 - injectoare de aer superior separate; 6 - injectoare de păcură; 7 - injectoare de aer superior cu unghi variabil; 8 - injectoare pentru controlul condiţiilor de ardere de la baza focarului.

O altă posibilitate de obţinere a unui amestec carburant bogat, în zona nucleului central de foc, constă în blocarea unor guri de aer secundar, situate imediat deasupra şi dedesubtul gurilor de insuflare a amestecului de aer primar şi praf de cărbune, fapt care determină întârzierea formării amestecului carburant [3.55] şi reducerea temperaturii. Această metodă poate fi aplicată în cazul retrofitului, însă implică modificări la nivelul arzătoarelor, astfel încât să se asigure cantitatea de aer necesară arderii. În multe situaţii, trebuie instalate injectoare de aer secundar superior.

3.2.1.3. Arderea nestoichiometrică

Principial, prin tehnica arderii nestoichiometrice se reduce cantitatea disponibilă de oxigen şi temperatura flăcării, similar tehnicii arderii în trepte, însă, în mod diferenţiat, pentru diferitele niveluri de dispunere ale arzătoarelor unităţilor mari.

Tehnica arderii nestoichimetrice a început să fie utilizată, încă din anii 1970, la noile tipuri de cazane energetice din Japonia şi SUA, şi, după aproximativ 15 ani, la

instalațiile din Europa [3.30, 3.69], actualmente, fiind dezvoltată şi pentru unitățile de incinerare a deşeurilor industriale.

Metoda poate fi aplicată, cu bune rezultate tehnice şi economice, instalațiilor existente, însă, ca şi în cazul arderii în trepte, trebuie să se acorde o atenție deosebită unor efecte secundare, precum [3.15]:

- ✓ creşterea cantității de carbon nears,
- ✓ creşterea ratei de colmatare a sistemului vaporizator
- ✓ accelerarea corodării elementelor instalației, care funcționează în mediul reducător creat, acesta fiind poate cel mai important efect nedorit.

Din punct de vedere tehnic, regim nestoichiometric de ardere se poate atinge atât prin controlul fluxului de aer, cât şi prin controlul fluxului de combustibil [3.15].

Dacă este controlată doar cantitatea de aer, atunci, la baza focarului, combustia are loc în condiții substoichiometrice, aerul necesar definitivării arderii fiind introdus la partea superioară a focarului. În acest fel, practic, metoda este similară aceleia a aerului secundar superior (*Over Fire air*), prezentată în § 3.2.1.2.

Cel mai adesea, însă, tehnica arderii nestoichiometrice implică controlul introducerii combustibilului în camera de ardere, metoda purtând denumirea de *metoda post-arderii sau a rearderii* [3.4, 3.15, 3.61, 3.64, 3.71]. Această metodă se aplică, mai ales, instalațiilor de mare putere, în care se arde cărbune, însă există aplicații şi în cazul instalațiilor în care se arde păcură sau gaze naturale [3.69].

Tehnica post-arderii implică crearea, în camera de ardere, a trei zone de combustie distincte (figura 3.24):

- ✓ zona principală de combustie, situată la baza focarului;
- ✓ zona post-arderii, care mai poate fi denumită zonă de gaze sau reducătoare;
- ✓ zona de definitivare a arderii, situată la partea superioară a focarului.

În principala zonă de combustie, de la baza focarului, se introduce cărbune granulat sau pulverizat, funcție de tipul focarului. În mod uzual, prin arderea cantității de cărbune, introduse în această zonă, se obține 70 ÷ 80 % din cantitatea totală de energie, furnizată de instalație.

Funcție de tehnica utilizată, raportul aer/combustibil poate fi egal cu cel corespunzător arderii complete, dar poate avea şi o valoare uşor inferioară arderii normale. În cazul în care coeficientul de exces de aer este supraunitar (λ = 1,13 ÷ 1,15), în această zonă se formează o cantitate apreciabilă de NO_x, care va trebuie redusă, în etapele ulterioare ale combustiei. În cazul în care se reduce cantitatea de aer, se reduce gradientul de temperatură şi, implicit, cantitatea de NO_x termic formată.

Deoarece energia obținută în instalație provine doar parțial din arderea cărbunelui, rezultă că scade şi cantitatea de NO_x formată din azotul organic, pe unitatea de energie generată, chiar dacă, în acest caz, ponderea energiei furnizate, prin arderea cărbunelui, trebuie să crească de la 80 % la 90 %.

Prin reducerea cantității de aer din zona principală de combustie, se poate obține o reducere, cu până la 10 %, a cantității de NO_x [3.69], o reducere suplimentară fiind

posibilă prin utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (**LNB** - § 3.2.1.2).

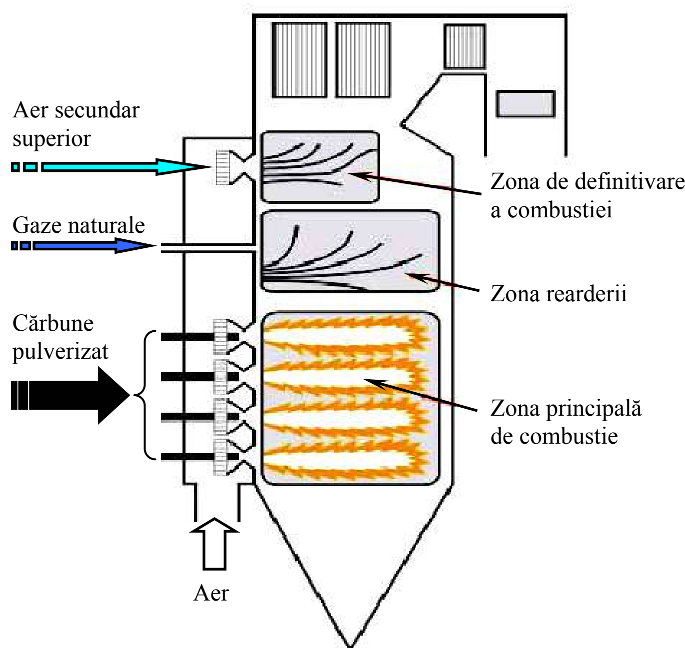
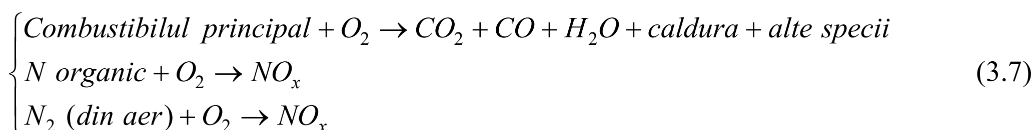


Fig. 3.24. Reprezentarea schematică a zonelor de combustie corespunzătoare metodei post-arderii.

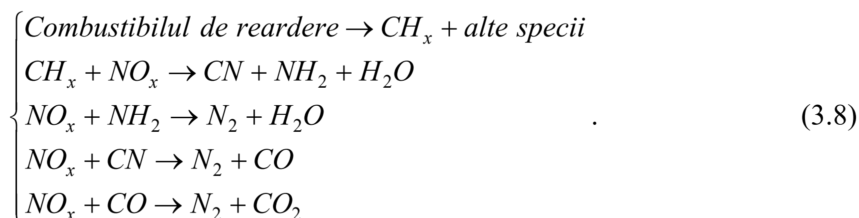
Principalele reacţii, care se desfăşoară în zona de la baza focarului, sunt cele ale combustiei şi ale formării NO_x:



$$\begin{cases} Combustibilul\ \ principal + O_2 \rightarrow CO_2 + CO + H_2O + caldura + alte\ specii \\ N\ organic + O_2 \rightarrow NO_x \\ N_2\ (din\ aer) + O_2 \rightarrow NO_x \end{cases} \qquad (3.7)$$

În cea de a doua zonă, a post-arderii, sunt instalate arzătoare pentru gaze naturale sau, mai rar, pentru cărbune pulverizat. Cantitatea de combustibil introdusă, în această zonă, trebuie să aibă aportul energetic necesar atingerii parametrilor nominali ai instalației, deci să genereze 10 ÷ 30 % din cantitatea totală de căldură, funcție şi de nivelul excesului de aer din prima zonă de combustie. Cu cât coeficientul de exces de aer, din zona principală de combustie, este mai redus, cu atât şi cantitatea de combustibil, introdusă în zona post-arderii, este mai mică.

Coeficientul de exces de aer, din zona reducătoare, este mult subunitar (λ = 0,85 ÷ 0,95), creându-se, astfel, condițiile formării unor radicali liberi (NH_i, HCN), a unor fragmente de hidrocarburi (CH, CH_2) [3.69] şi a unei cantități însemnate de CO. În acest mediu reducător, se desfăşoară reacții complexe cu oxizii de azot, determinând transformarea acestora în azot molecular şi, deci, reducerea poluantului:



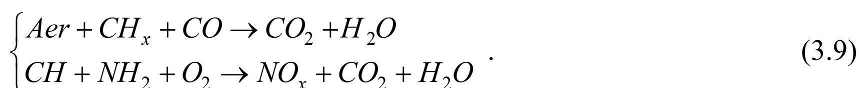
$$\begin{cases} Combustibilul\ de\ reardere \rightarrow CH_x + alte\ specii \\ CH_x + NO_x \rightarrow CN + NH_2 + H_2O \\ NO_x + NH_2 \rightarrow N_2 + H_2O \\ NO_x + CN \rightarrow N_2 + CO \\ NO_x + CO \rightarrow N_2 + CO_2 \end{cases} \quad . \tag{3.8}$$

În zona post-arderii, simultan cu combustibilul, poate fi introdus şi un flux de gaze de ardere recirculate. În acest fel, creşte adâncimea de pătrundere a fluxului de combustibil, obţinându-se un amestec carburant mai bun [3.69]. Deoarece gazele de ardere recirculate au o concentraţie redusă de oxigen, utilizarea lor nu influenţează, semnificativ, cantităţile de aer ce trebuie introduse, atât în zona reducătoare, cât şi în aceea de definitivare arderii.

În cea de a treia zonă, situată la partea de sus a focarului, se urmăreşte definitivarea combustiei, astfel încât emisia de CO şi cantitatea de carbon nears să fie minime. În această zonă se introduce doar aer secundar superior, cantitatea de aer, introdusă aici, reprezentând 20 % din cantitatea totală de aer introdusă în focar. Pentru a atinge cele două obiective, în zona de definitivare a arderii se asigură un exces de aer semnificativ ($\lambda = 1{,}15 \div 1{,}25$).

Chiar dacă definitivarea arderii are loc în condiţiile unui exces semnificativ de aer, cantitatea de NO_x termic este mică, deoarece temperatura, din această zonă, este relativ coborâtă. De asemenea, compuşii azotului, care nu au intrat în reacţie până în zona de definitivare a arderii, sunt oxidaţi la NO_x. Cu toate acestea, cantitatea de NO_x formată, în zona de definitivare a combustiei, este relativ mică.

Principalele reacţii chimice, care se desfăşoară în zona de definitivare a arderii, sunt:



$$\begin{cases} Aer + CH_x + CO \rightarrow CO_2 + H_2O \\ CH + NH_2 + O_2 \rightarrow NO_x + CO_2 + H_2O \end{cases} \quad . \tag{3.9}$$

Aplicarea tehnicii post-arderii determină reducerea emisiei de NO_x, faţă de focarele tangenţiale clasice, cu o valoare cuprinsă între 40 % şi 65 % [3.15, 3.64, 3.69, 3.71]. Rezultă, astfel, că post-arderea este o tehnică eficientă de control a emisiei de NO_x, a cazanelor energetice în care se arde cărbune, fie că ea este aplicată ca tehnică unică, fie că este aplicată simultan cu alte tehnici primare.

Eficienţa metodei depinde de o serie de parametri, precum:

- ✓ nivelul iniţial al emisiei,
- ✓ caracteristicile focarului,
- ✓ cantitatea de combustibil introdusă în zona reducătoare (figura 3.25),
- ✓ coeficientul de exces de aer din zona reducătoare.

Ultimul parametru are cea mai mare influenţă asupra eficienţei reducerii poluantului, valoarea optimă fiind cuprinsă între 0,85 şi 0,95, atinsă atunci când cantitatea de

combustibil, introdusă în zona post-arderii, generează 10 ÷ 30 % din cantitatea de căldură furnizată de instalație.

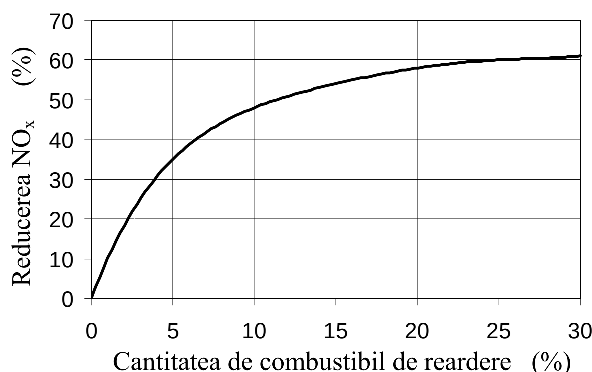


Fig. 3.25. Dependența emisiei de NO_x de cantitatea de combustibil de post-ardere

Aplicarea acestei tehnici nu implică modificări majori ale condițiilor de operare. Cel mai important efect secundar este acela al creşterii vitezei de corodare a elementelor instalației, care sunt situate în zona reducătoare [3.15]. În acelaşi timp, se înregistrează şi o oarecare reducere a eficienței energetice a cazanului, mai ales atunci când combustibilul de post-ardere este gazul natural [3.69]. Această reducere poate fi explicată prin cantitatea mai mare de apă din gazele de ardere.

Atunci când combustibilul de reardere este cărbunele pulverizat, nu se observă modificări importante ale celorlalte emisii poluante. Dacă combustibilul de post-ardere este gazul natural, atunci emisiile de oxizi de sulf şi de particule scad direct proporțional cu cantitatea de gaz utilizată. În acelaşi timp, se înregistrează şi o oarecare reducere a emisiei de CO_2, datorită cantității mai mari de hidrogen, conținute de către gazele naturale, în raport cu aceea din cărbune.

În cazul retehnologizării unui cazan, utilizând această tehnică, sunt necesare unele modificări constructive. Astfel, indiferent de tipul combustibilului de post-ardere, focarul trebuie echipat cu arzătoarele din zona reducătoare şi cu injectoarele de aer secundar superior, din zona de definitivare a arderii. În cazul în care se aplică şi metoda recirculării gazelor de ardere, trebuie instalate circuitele de gaze corespunzătoare. Dacă combustibilul de reardere este gaz natural, atunci este necesară realizarea aducțiunii corespunzătoare. Dacă combustibilul de reardere este cărbune, atunci trebuie instalate dispozitive suplimentare de preparare şi transport a cărbunelui. De exemplu, în cazul focarelor de tip ciclon, în care se arde cărbune cu granulație mare, este necesară obținerea unei cantități de cărbune fin pulverizat, care se introduce în zona readerdii (figura 3.26, [3.69]). Utilizarea, şi în această zonă, a unui cărbune incomplet măcinat scade, drastic, capacitatea de reducere a emisiei de NO_x.

Pe ansamblu, cheltuielile de investiție nu sunt majore, retrofitul cazanelor, în sistem de reardere, implicând cheltuieli de capital de ordinul a 66 $/kW, pentru instala-

ţii având puterea de 110 MW_e, şi de 43 $/kW, pentru unităţi de 605 MW_e [3.69].

În plus, tehnica post-arderii este foarte flexibilă, putând fi aplicată tuturor tipurilor de focare (cu ardere tangenţială, de tip ciclon, cu arzătoare situate în pereţii focarului etc.). Această tehnică poate fi asociată nu numai cu alte tehnici de reducere a emisiilor de NO_x, dar şi cu tehnici primare de reducere a emisiilor de oxizi de sulf.

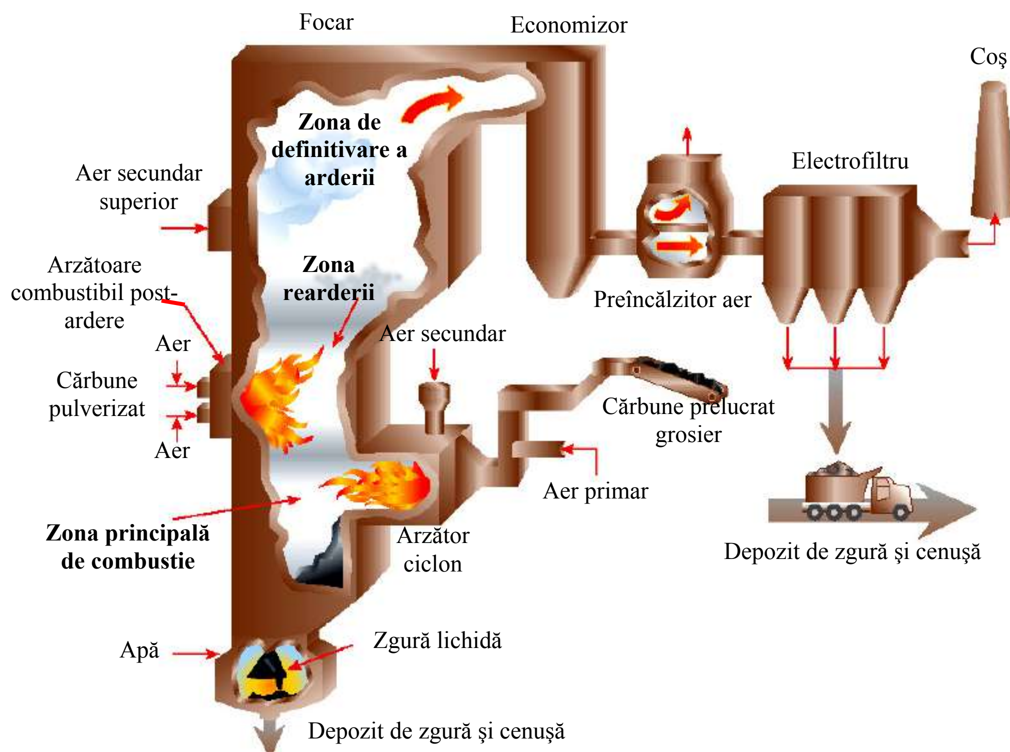


Fig. 3.26. Schema de principiu a aplicării tehnicii post-arderii la focarele de tip ciclon.

Flexibilitatea tehnicii post-arderii se manifestă atât prin posibilitatea funcţionării combinate cu o altă metodă primară de depoluare, cât şi cu o tehnică secundară. Astfel, tehnica post-arderii avansate combină rearderea clasică cu injectarea unui agent reducător. Agentul reducător este injectat în zonele în care temperatura gazelor este ridicată, similar metodei secundare de reducere selectivă necatalitică.

Post-arderea, asociată cu utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x (**LNB**), asigură o reducere a emisiei cu maximum 70 %, iar reducerea selectivă necatalitică, cu aproximativ 40 %. Combinarea celor două tehnici reduce emisia globală de NO_x cu 95 % [3.61], mai mult chiar decât metoda reducerii catalitice selective, singura metodă, comercial disponibilă, care poate atinge un asemenea nivel de control a emisiei.

Spre deosebire de metoda reducerii catalitice selective, rearderea avansată nu implică modificări majore ale canalelor de gaze de ardere şi nici cheltuielile semnifica-

tive, necesare schimbării periodice a catalizatorului şi stocării catalizatorului uzat.

Tehnica post-arderii avansate este realizată prin combinarea, în diverse variante, a următoarelor elemente [3.61]:

- ✓ crearea unui mediu reducător, prin injectarea unui combustibil de post-ardere, în care se obţine o reducere parţială a emisiei de NO_x;
- ✓ injectarea aerului secundar superior la o temperatură mai redusă decât în cazul post-arderii clasice, caz în care temperatura acestuia este de 950 ÷ 1150 ^oC;
- ✓ injectarea de amoniac sau uree, în diferite puncte ale focarului:
  - în zona post-arderii,
  - simultan cu aerul secundar superior,
  - în aval de zona de definitivare a arderii;
- ✓ injectarea unor soluţii de aditivi, pentru accelerarea reacţiilor de reducere a NO_x, de către agentul reducător.

3.2.1.4. Recircularea gazelor de ardere

Această tehnică constă în prelevarea unei cantităţi de gaze de ardere, din canalele de gaze ale instalaţiei, şi recircularea ei în focar.

Iniţial, recircularea gazelor de ardere era o metodă de reglare a temperaturii de supraîncălzire a aburului [3.55], ulterior, fiind utilizată pentru controlul cantităţii de NO, formate în focar.

Introducerea, în focar, a unei cantităţi de gaze de ardere este similară introducerii unui gaz inert, datorită conţinutului redus de oxigen al acestora. Astfel, se reduce cantitatea disponibilă de oxigen şi temperatura din focar. Reducerea celor doi parametri determină, cel puţin, reducerea cantităţii de NO termic (§ 3.1).

În prezenţa unei cantităţi de NO termic, recircularea gazelor de ardere determină transformarea azotului de origine organică în N_2 şi, mai puţin, în NO. În acest fel, se reduce cantitatea de NO formată din azotul existent în combustibil. Simultan, se obţine şi o creştere a stabilităţii flăcării, din zona combustiei iniţiale [3.3, 3.38]. De asemenea, debitul de gaze de ardere recirculate poate fi utilizat ca purtător al combustibilului injectat în zona post-arderii, pentru creşterea adâncimii de penetrare în focar şi pentru realizarea unui amestec carburant mai bun (§ 3.2.1.3).

Recircularea gazelor de ardere este una dintre cele mai eficiente metode intracombustie de reducere a emisiilor de NO_x, însă echipamentul aferent este dificil de instalat, iar investiţia este substanţială, fiind necesare noi conducte de gaze, ventilatoare şi echipament de control al amestecului de gaze recirculate şi aer.

Recircularea gazelor de ardere, produse ale combustiei, poate fi realizată în mai multe moduri, funcţie de obiectivul urmărit, astfel:

- ✓ turbionarea fluxurilor de combustibil şi de aer, prin recirculare, în zona formării amestecului carburant;

- ✓ recircularea gazelor în zona flăcării;
- ✓ recircularea internă;
- ✓ recircularea externă.

Reprezentarea schematică a fluxurilor de gaze, pentru toate cele patru categorii de tehnici de recirculare a gazelor de ardere, este dată în figura 3.27 [3.38].

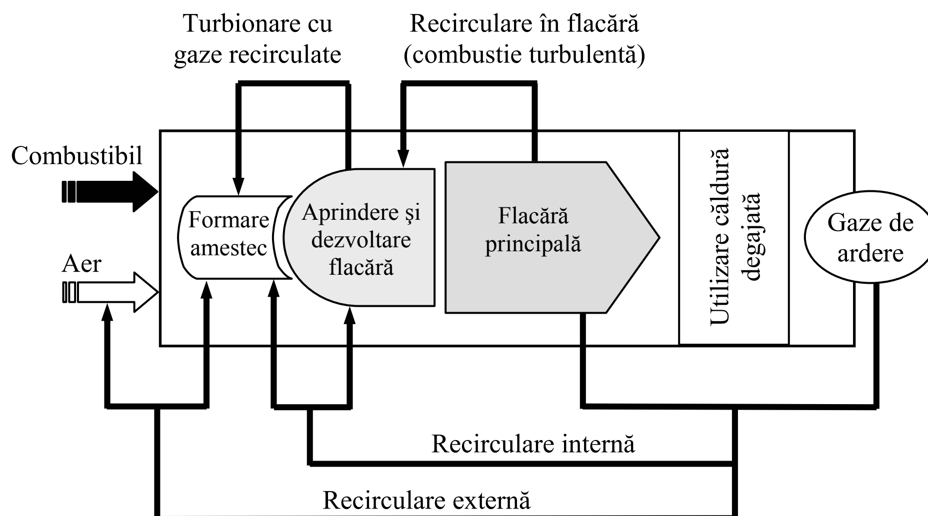


Fig. 3.27. Scheme de principiu ale posibilităților de recirculare a gazelor de ardere

Turbionarea fluxurilor de combustibil şi de aer, cu gaze recirculate, urmăreşte obținerea unui amestec carburant cât mai omogen, scopul principal al acestui gen de recirculare a gazelor de ardere fiind stabilizarea flăcării.

Recircularea în flacără a gazelor de ardere asigură formarea unui amestec forte bun între combustibil, aer şi gazele recirculate, atât în zona flăcării principale, cât şi în zona inițierii combustiei. Aportul de gaze de ardere sărăceşte amestecul carburant, tocmai datorită lipsei de oxigen, din gazele de ardere recirculate. Fluxul de gaz recirculat turbionează, puternic, flacără principală, determinând, astfel, omogenizarea combustiei. Efectele recirculării gazelor de ardere, în flacără, sunt:

- ✓ creşterea stabilității flăcării,
- ✓ reducerea emisiei de NO, în oarecare măsură.

Recircularea internă este exemplul tipic de recirculare "*fierbinte*" a gazelor de ardere. Acest gen de recirculare se utilizează pentru stabilizarea flăcării. În acelaşi timp, însă, reducerea excesului de oxigen, în zona de inițiere a combustiei, în care sunt eliberate materiile volatile, determină şi o oarecare reducere a emisiei de NO_x [3.38].

Recircularea externă este exemplul tipic de recirculare "*rece*", prin intermediul căreia se urmăreşte reducerea cantității disponibile de oxigen, în zona principală de

combustie, fără a afecta stabilitatea flăcării. În acest fel, se micşorează şi se uniformizează temperatura din focar, principalul efect fiind reducerea emisiei de NO_x.

Parametrii care influenţează gradul de reducere a emisiei de NO_x sunt:

- ✓ debitul de gaze recirculate,
- ✓ tipul focarului şi modul de formare a amestecului carburant,
- ✓ calitatea combustibilului,
- ✓ sarcina cazanului.

Deoarece numai recircularea externă determină reducerea, semnificativă, a emisiei de NO_x, aceşti parametri îşi manifestă influenţa numai în cazul în care gazele recirculate se introduc la partea inferioară a focarului. Dacă gazele recirculate se introduc în zona superioară a acestuia, efectul recirculării este creşterea stabilităţii flăcării, reducerea emisiei de NO_x fiind nesemnificativă.

Influenţa debitului de gaze recirculate asupra emisiei de NO_x, pentru diferite tipuri de cazane energetice şi pentru diferite sarcini ale aceluiaşi cazan, este evidenţiată prin curbe de tipul celor trasate în figura 3.28 [3.55].

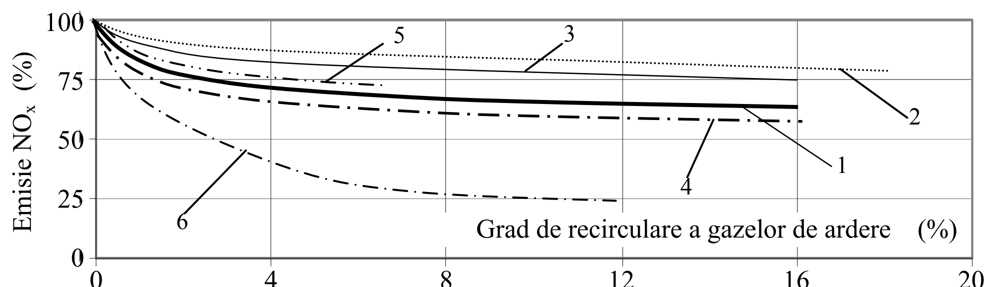


Fig. 3.28. Reducerea emisiei de NO_x prin recircularea gazelor de ardere:
1 - focar pentru păcură, debit de abur 1900 t/h, la sarcina de 100 %; 2 - idem pentru sarcina de 65 %; 3 - focar pentru păcură, debit de abur 900 t/h, la sarcina de 100 %; 4 - focar pentru păcură, debit de abur 170 t/h, la sarcina totală şi recirculare prin arzător; 5 – focar pentru huilă şi evacuarea cenuşii în stare lichidă, debit de abur 360 t/h, pentru 85 % din sarcină; 6 – focar experimental cu combustibil lichid uşor.

Aşa cum se poate observa din figura 3.28, până la grade de recirculare de ordinul a 10 %, reducerea emisiei este cu atât mai importantă cu cât gradul de recirculare este mai mare. La un grad de recirculare de 15 ÷ 20 %, nu se mai înregistrează o reducere sensibilă a emisiei de NO_x.

Pentru acelaşi grad de recirculare, scăderea sarcinii cazanului determină reducerea eficienţei recirculării, în ceea ce priveşte emisia de NO_x, acelaşi efect înregistrându-se şi la micşorarea debitului unitar de abur.

Experimentele efectuate în instalaţii în care se arde păcură, aşa cum sunt cazanele de 400 t/h ale CET Bucureşti Vest, au condus la concluzia că recircularea externă a gazelor de ardere determină o reducere sensibilă a concentraţiei de NO_x. Astfel, dacă emisia este de 862 mg/m^3, în cazul în care nu sunt recirculate gazele de ardere, ea se

reduce, până la 307 mg/m^3, atunci când gradul de recirculare este de 5 % şi până la 230 mg/m^3, la un grad de recirculare de 15 % [3.45]. Aceste rezultate s-au înregistrat atunci când gazele de ardere recirculate au fost insuflate prin fante dispuse sub arzătoare. La aceleaşi grade de recirculare, atunci când gazele de ardere sunt introduse simultan cu aerul secundar, emisia devine de 362 mg/m^3 şi respectiv 134 mg/m^3 [3.45].

Prin recircularea internă a gazelor se obţine reducerea temperaturii adiabatice de ardere, consecinţă a efectului de gaz inert al gazelor de ardere. În acest fel, recircularea internă determină reducerea emisiei de NO, reducere cu atât mai semnificativă cu cât gradul de recirculare este mai mare. Spre deosebire de recircularea externă, efectul recirculării interne nu scade în intensitate atunci când gradul de recirculare depăşeşte 10 % (figura 3.28), menţinându-se, practic, constant până la grade de recirculare apropiate de 20 % (figura 3.29) [3.38]. Ca şi în cazul recirculării externe, reducerea emisiei de NO este semnificativă atunci când gazele recirculate sunt introduse la partea inferioară a focarului. În acest fel, se obţine o creştere a duratei de rezidenţă a gazelor recirculate în amestecul carburant (figura 3.29).

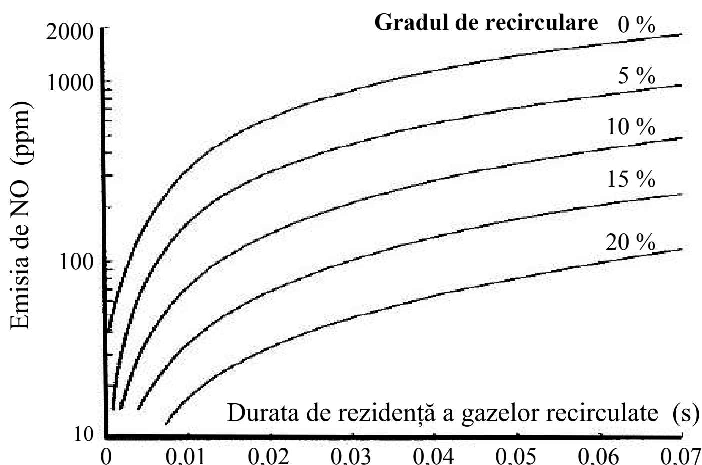


Fig. 3.29. Efectul recirculării interne a gazelor de ardere asupra emisiei de NO, în cazul unei instalaţii de ardere cu combustibil gazos.

Recircularea gazelor de ardere determină reducerea, semnificativă, a emisiei de NO_x, depăşind, cu mult, posibilităţile celorlalte metode primare de control. Din acest motiv, dificultăţile determinate de necesitatea unor modificări majore ale instalaţiei de ardere sunt considerate cu o pondere din ce în ce mai mică.

În cazul combustiei gazelor naturale, cercetările experimentale au evidenţiat că cea mai directă metodă de reducere a emisiei de NO_x este aceea de a evita crearea de zone bogate în combustibil, locuri potenţiale de formare a unei cantităţi semnificative de NO prompt, simultan cu reducerea temperaturii flăcării, evitându-se, astfel, formarea unei cantităţi însemnate de NO_x termic.

Primul deziderat poate fi atins prin utilizarea unor arzătoare speciale, care să asigure formarea rapidă a amestecului carburant gaze - aer. Formarea rapidă a unui amestec uniform, chiar din punctul de inițiere a combustiei, elimină, cel puțin teoretic, riscul formării NO prompt. În plus, combustia rapidă şi completă reduce, semnificativ, emisiile de CO şi de compuşi organici volatili, în condițiile unei combustii cu flacără foarte stabilă [3.59].

Al doilea deziderat se atinge prin recircularea externă a gazelor de ardere, acestea fiind injectate în amonte de arzător. Recircularea internă şi recircularea în flacără a gazelor de ardere îmbunătățesc performanțele procedeului.

Recircularea gazelor de ardere, coroborată cu utilizarea unor arzătoare de construcție specială (**RMB** - *Rapid Mix Burners*, realizate de Todd Combustion Group), reprezintă o tehnică foarte eficientă pentru controlul intracombustie al emisiei de NO_x. Sistemele de injectare a gazului şi de crearea a mestecului, specifice acestor arzătoare, sunt mult diferite de acelea ale arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x. Aşa cum se poate observa din figura 3.30 [3.59], fluxurile de combustibil şi aer sunt paralele. Aerul este amestecat, în exterior, cu gaze de ardere recirculate şi dirijat către aripioarele de turbionare ale registrului. Aceste aripioare sunt de construcție specială, fiind prevăzute, la bază, cu orificii prin care se introduce combustibilul gazos. În acest fel, aripioarele au rol de injectare a gazului natural şi de creare a unui amestec carburant foarte omogen. Atât geometria internă a arzătorului, cât şi a aripioarelor de turbionare sunt astfel concepute încât să asigure recircularea internă a unei cantități importante de gaze fierbinți.

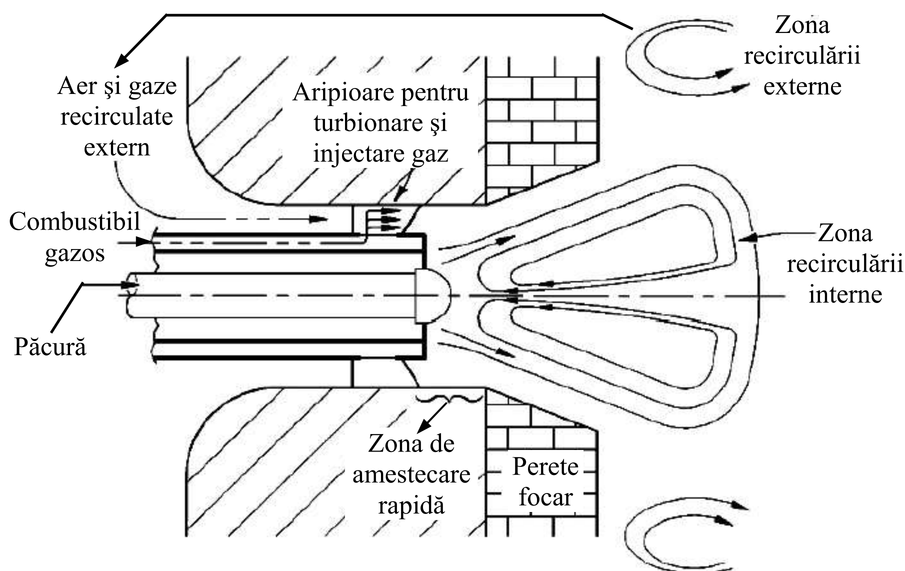


Fig. 3.30. Reprezentarea schematică a unui arzător cu realizare rapidă a amestecului carburant şi cu utilizarea recirculării interne şi externe a gazelor de ardere (RMB^{TM} - Todd Combustion Group) [3.59]

Flacără rămâne stabilă chiar şi la concentrații de până la 60 % gaze de ardere recirculate, în condițiile în care un grad de recirculare de 25 ÷ 30 % este suficient pentru reducerea emisiei de NO_x, sub limita admisibilă (9 ppm). În aceste condiții, performanțele arzătorului nu sunt limitate de cantitate de gaze recirculată. În plus, combustia rapidă determină formarea unei flăcări foarte scurte (aproximativ jumătate din lungimea flăcării formate de arzătoarele cu emisie redusă de NO_x), eliminându-se, astfel, riscul potențial al apariției flăcării detonante [3.59].

Spre deosebire de utilizarea arzătoarelor de tip **LNB**, pentru cărbune pulverizat, utilizarea acestei tehnici hibride determină reducerea emisiei de NO_x, atunci când creşte coeficientului de exces de aer. Explicația acestei comportări poate fi dată tot pe baza realizării rapide a amestecului carburant omogen. Astfel, combustibilul are acces la întreaga cantitate de oxigen, necesară arderii complete, chiar din zona aprinderii amestecului carburant. În acest fel, aerul în exces are rolul de reducere a temperaturii maxime din focar, efect de răcire care este similar cu cel al recirculării gazelor de ardere.

Formarea rapidă a amestecului carburant permite utilizarea aerului preîncălzit, fapt care determină creşterea randamentului termic, al întregii instalații. Pentru a evita formarea unei cantități mai mari de NO_x, creşterea temperaturii aerului este compensată prin creşterea debitului de gaze recirculate sau prin creşterea coeficientului de exces de aer [3.59].

Tehnica recirculării gazelor de ardere este utilizată într-o gamă tot mai largă de instalații de combustie, cercetările actuale, pe plan mondial, fiind orientate către înțelegerea deplină a mecanismelor chimice şi fluido-dinamice ale recirculării, în vederea creşterii suplimentare a eficienței metodei [3.38].

3.2.1.5. Modificarea parametrilor operativi ai procesului de combustie

Modificarea unora dintre parametrii operativi ai combustiei, din instalațiile aflate în exploatare, poate crea condițiile necesare diminuării, chiar la nivelul focarului, a emisiei de NO_x. Funcție de metoda utilizată, reducerea emisiei poate fi cuprinsă între 5 şi 15 %. Chiar dacă diminuarea emisiei nu este foarte importantă, această metodă este atractivă deoarece nu implică investiții. Se pot înregistra, totuşi, unele creşteri ale costurilor de exploatare a instalației de ardere.

Modificarea parametrilor operativi poate include una dintre următoarele măsuri tehnice [3.15, 3.22]:

- ✓ reducerea gradului de preîncălzire a aerului,
- ✓ reducerea excesului de aer,
- ✓ scoaterea din serviciu a unor arzătoare,
- ✓ alimentarea diferențiată a arzătoarelor, pe înălțimea focarului,
- ✓ schimbarea tipului combustibilului sau arderea amestecurilor de combustibili,
- ✓ injectarea de apă sau de aerosoli activatori.

Reducerea gradului de preîncălzire a aerului necesar arderii determină o oarecare reducere a temperaturii din focar şi, deci, diminuarea cantității de NO. În acelaşi timp, este utilizată o cantitate mai mică, din energia termică a gazelor de ardere, în apropierea zonei de evacuare a acestora din instalație, fapt care afectează defavorabil randamentul termic global al instalației.

Reducerea excesului de aer este una dintre cele mai simple modificări operative, efectuate în sensul reducerii cantității de NO_x, în special atunci când cantitatea de aer este uşor superioară valorii corespunzătoare arderii complete. Metoda implică o combustie la limita inferioară a coeficientului de exces de aer, în condițiile în care arderea trebuie să rămână o ardere completă. Reducerea coeficientului de exces de aer poate diminua emisia de NO_x cu maximum 10 %.

Scoaterea din serviciu a unor arzătoare implică blocarea alimentării cu combustibil, pentru anumite arzătoare, fără însă a bloca şi fluxul de aer insuflat, de acestea, în focar. Arzătoarele scoase din serviciul normal sunt astfel alese încât să se obțină o ardere în trepte, pe întregul focar (§ 3.2.1.2).

Alimentarea diferențiată a arzătoarelor implică injectarea unei cantități mai mari de combustibil, prin unele arzătoare, şi diminuarea fluxului de combustibil, prin altele. Practic, arzătoarele de la partea inferioară a focarului sunt supraalimentate, iar cele de la partea superioară subalimentate, în raport cu regimul clasic. Alimentarea diferențiată cu combustibil este astfel condusă încât, la nivelul focarului, să se creeze condițiile arderii în trepte (§ 3.2.1.2).

Schimbarea tipului combustibilului sau arderea unor amestecuri de combustibili sunt metode cu aplicabilitate limitată, în special datorită cheltuielilor de investiție necesare. Evident, modificări majore ale tipului de combustibil, implică modificarea, pe măsură, a instalațiilor de depozitare, transport, preparare şi combustie.

Prin arderea amestecurilor de cărbune şi biomasă se pot reduce emisiile de NO_x, SO_2 şi Hg [3.36]. Acest tip de amestec poate fi ars în majoritatea cazanelor ce funcționează cu cărbune pulverizat. Efectuarea retrofitului unui cazan, în acest sens, trebuie să aibă în vedere, pe lângă emisia de NO_x, posibilitatea de a încărca cazanul la sarcina maximă, performanțele şi posibilitatea de integrare a noilor echipamente, precum şi fiabilitatea, pe termen lung, a sistemului.

Introducerea apei, în focar, a fost utilizată, inițial, ca tehnică de reducere a degajărilor de funingine ale focarelor în care se arde păcură. Pentru atingerea acestui obiectiv, cantitatea de apă poate reprezenta 20 ÷ 30 %, în amestecul omogen de păcură şi apă [3.22]. Injectarea apei, sub formă de particule foarte fine, conduce şi la temperarea combustiei, putându-se, astfel, obține şi o reducere a emisiei de NO_x. Pentru ca eficiența injectării să fie maximă, aceasta trebuie realizată tocmai în acele zone ale focarului în care formarea de NO_x este intensă.

Reducerea cantității de NO_x poate fi explicată, fizic, prin reducerea temperaturii, în zona în care se injectează apa atomizată [3.26].

Este cunoscut faptul că volumul de NO_x termic se dublează, practic, la fiecare creştere cu 50 °C a temperaturii, peste nivelul limită de 1530 °C, evident, în condiţiile existenţei unei cantităţi suficiente de oxigen. Rezultă că, prin răcirea zonelor foarte fierbinţi şi cu exces de oxigen, se poate obţine o reducere, semnificativă, a cantităţii de NO_x. Deoarece majoritatea cantităţii de NO_x eliberate în focarele în care se ard gaze naturale sau păcură se formează prin mecanism termic (§ 3.1), injectarea apei este eficientă tocmai la aceste două categorii de focare.

Pentru ca efectele introducerii apei să fie benefice, amestecul apă - păcură trebuie să se prezinte sub forma unei emulsii. Diametrul optim al particulelor de apă este cuprins între 1 ÷ 5 μm, tehnicile moderne utilizând 3 ÷ 10 % apă în amestec. Particulele de apă având diametrul mai mare de 6 μm, chiar dacă sunt uniform distribuite în masa de păcură, au efecte nefavorabile asupra arderii [3.22].

Dimensiunile mici ale particulelor de apă, omogen distribuite în masa combustibilului lichid, conduc şi la o altă explicaţie fizică a reducerii emisiei de NO_x [3.22]. Astfel, la pătrunderea emulsiei în focar, particulele de apă sunt brusc vaporizate, determinând creşteri locale ale presiunii, în interiorul tuturor picăturilor de combustibil. Expandarea apei conduce la formarea unor picături minuscule de păcură, cărora le este suficient un timp foarte scurt, pentru combustia completă. Reducerea timpului necesar combustiei complete determină reducerea cantităţii de NO_x termic, măcar şi prin reducerea disponibilului de oxigen, necesar oxidării azotului din aerul introdus în focar. Acest mod de pulverizare a păcurii poartă denumirea de *pulverizare dublă*. Pulverizarea primară este realizată la nivelul injectorului, sub forma unor picături relativ mari, iar pulverizarea secundară este determinată de expandarea bruscă a picăturilor fine de apă.

Emulsionarea foarte fină a apei, în păcură, prezintă şi alte efecte favorabile, în funcţionarea cazanelor energetice. Astfel, se reduc depunerile pe suprafeţele schimbătoarelor de căldură şi se micşorează viteza de evoluţie a corodării sulfurice.

Efectele benefice ale introducerii apei în focar nu se regăsesc şi în cazul concentraţiilor ridicate de apă în păcură sau al introducerii unor picături grosiere. Dacă apa depăşeşte o concentraţie de 3 % şi nu este emulsionată, flacăra poate deveni instabilă, arderea neeconomică, iar aprinderea dificilă. Rezultă, astfel, că este raţional să se creeze o emulsie omogenă, mai ales atunci când cantitatea de apă din combustibil depăşeşte concentraţia de 3 %. [3.22]. Cu toate acestea, unele rezultate experimentale arată că se înregistrează o reducere mai importantă a cantităţii de NO_x, la creşterea dimensiunilor picăturilor de apă [3.16]. Explicaţia unui asemenea comportament ar putea consta în modificarea ponderii pe care reducerea temperaturii şi respectiv creşterea vitezei de combustie o au asupra cantităţii de NO_x formate.

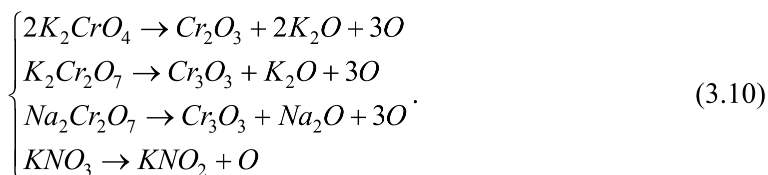
Din punct de vedere tehnic, sistemul este realizat din rampe de distribuţie a aerului şi apei, către nişte injectoare speciale, dispuse în zonele focarului în care formarea de NO_x este intensă. Apa este atomizată, de către jetul de aer, a cărui presiune poate atinge 60 atm. Dispunerea rampelor de distribuţie şi a injectoarelor este diferită la cazanele în care se arde păcură, faţă de cele în care sunt arse gaze naturale, deoarece şi

zonele de formare a NO_x sunt diferite în cazul celor două tipuri de combustibil.

Tehnicile moderne de control a emisiilor de NO_x pot înlocui, cel puțin parțial, emulsionarea apei în păcură prin injectarea unor aerosoli activatori, simultan cu aerul necesar arderii. Aceşti aditivi au rolul de intensificare a combustiei şi trebuie să îndeplinească o serie de condiții, precum [3.22]:

- ✓ să producă, prin descompunere, mari cantități de oxigen atomic liber, chiar la temperaturi relativ coborâte;
- ✓ să micşoreze punctul de topire al depozitelor solide de pe suprafețele schimbătoarelor de căldură;
- ✓ să prezinte o bună solubilitate, în apă, şi să formeze, uşor, aerosoli lichizi;
- ✓ să conserve, în timp, caracteristicile favorabile ale soluției apoase aditivate, chiar la temperatura ambiantă;
- ✓ să nu fie coroziv, exploziv şi să nu degajeze, prin descompunere, produse poluante;
- ✓ să fie disponibil în cantități suficiente, la un preț de cost acceptabil.

Aceste condiții nu pot fi îndeplinite, simultan, de un singur aditiv, motiv pentru care se utilizează amestecuri de aditivi, formate din bicromați şi cromați de potasiu sau sodiu şi derivați ai acidului azotic. Cantitatea importantă de oxigen atomic, rezultat în urma descompunerii acestor aditivi, este evidențiată prin reacțiile [3.22]:



$$\begin{cases} 2K_2CrO_4 \rightarrow Cr_2O_3 + 2K_2O + 3O \\ K_2Cr_2O_7 \rightarrow Cr_3O_3 + K_2O + 3O \\ Na_2Cr_2O_7 \rightarrow Cr_3O_3 + Na_2O + 3O \\ KNO_3 \rightarrow KNO_2 + O \end{cases} . \qquad (3.10)$$

Injectarea apei poate fi înlocuită cu injectarea unei cantități de abur, însă, spre deosebire de recircularea gazelor de ardere, injectarea unei alte substanțe, în focar, afectează eficiența cazanului. Astfel, injectarea de abur implică un consum suplimentar de abur, care devine indisponibil în procesul de producere a energiei sau la consumatorul de agent termic, iar injectarea de lichide implică consum de energie termică, în detrimentul procesului de vaporizare a agentului termic, precum şi creşterea pierderilor de căldură, la nivelul coşului de evacuare.

O altă posibilitate de modificare a parametrilor operativi ai arderii constă în insuflarea, la partea inferioară a focarului şi cu viteză foarte mare, a unui flux de aer. O mică parte din aerul necesar arderii, puternic presurizat, este injectat, în focar, prin intermediul unor lancii retractoare, echipate cu duze fine. Datorită vitezei mari de insuflare a acestui flux de aer, se îmbunătățeşte, radical, omogenitatea amestecului carburant. În acest fel, combustia este mai rapidă, iar emisiile poluante de NO_x şi nearse (CO, compuşi organici volatili şi particule) se reduc, semnificativ. De asemenea, formarea amestecului omogen permite funcționarea cu un coeficient mai mic al excesului de aer, fapt care ameliorează eficiența termică a cazanului.

Licenţa acestei soluţii tehnice o deţine compania ECOMB AB, din Suedia, denumirea comercială a sistemului de insuflare a aerului presurizat purtând denumirea de ECOTUBE-System [3.66]

3.2.1.6. Arderea în strat fluidizat

Aşa cum s-a arătat în § 2.3.2.2, tehnica arderii în strat fluidizat este net superioară tehnicilor clasice de combustie, atât prin randamente, cât şi prin nivelul redus al emisiilor poluante (emisia de oxizi de sulf este redusă cu 90 %, emisia de NO_x poate fi mai mică de 100 ppm, iar emisia de CO este neglijabil de mică), la acestea adăugându-se şi avantajele unei înalte fiabilităţi a instalaţiilor şi a unor cheltuieli de întreţinere reduse.

Reducerea emisiei de NO_x se poate considera ca fiind principalul avantaj al acestei tehnici de combustie. Reducerea drastică a acestui poluant (de la 400 ÷ 800 mg/m^3, la focare ce ard lignit pulverizat, la 100 mg/m^3) se datorează atât temperaturii reduse (840 ÷ 890 ^oC), cât şi atmosferei puternic reducătoare, din focarul inferior.

În focarul inferior, se introduce numai 50 ÷ 70 % din aerul necesar arderii, sub formă de aer primar. Astfel, în zona de eliberare a volatilelor, există un exces de combustibil, condiţiile substoichiometrice inhibând oxidarea azotului, la NO_x, şi favorizând conversia azotului din combustibil, în azot molecular.

Aerul secundar este introdus în zona mai puţin densă a stratului fluidizat, însă atâta timp cât azotul de origine organică este deja transformat în N_2, controlul formării NO_x este asigurat prin menţinerea temperaturii la o valoare relativ mică.

Emisia de NO_x a cazanelor, de acest tip, este influenţată de factori, precum:

- ✓ conţinutul de volatile şi de azot din combustibil,
- ✓ temperatura din focar,
- ✓ excesul de aer,
- ✓ cantitatea de calcar, introdusă pentru reţinerea sulfului.

Emisia de NO_x poate fi redusă, suplimentar, cu 40 ÷ 60 %, prin injectarea de NH_3, atât în amonte, cât şi în aval de grilele destinate reţinerii particulelor. Factorii care influenţează reducerea suplimentară a emisiei poluante sunt:

- ✓ raportul molar NH_3/NO_x,
- ✓ concentraţia iniţială de NO_x,
- ✓ temperatura din focar,
- ✓ modul de realizare a amestecului gaz - NO_3,
- ✓ durata de rezidenţă a gazului în focar.

Nu poate fi neglijat faptul că arderea în strat fluidizat determină o creştere importantă a emisiilor de protoxid de azot (N_2O), gaz care determină distrugerea stratului de ozon atmosferic şi contribuie la intensificarea efectului de seră. În cazul arderii cărbunelui în stare pulverizată, emisia de N_2O este inferioară valorii de 10 ppm, pe când, în cazul arderii în strat fluidizat, emisia este de ordinul a 50 ÷ 100 ppm. Emisia

de N_2O poate fi redusă fie prin creşterea temperaturii din focar, evident, în detrimentul eficienței controlului emisiei de NO_x, fie prin creşterea cantității de calcar, introduse în focar pentru diminuarea emisiei de oxizi de sulf [3.29].

3.2.2. Metode secundare de control a emisiei de NO_x

Tehnicile secundare de control a emisiilor de NO_x, ale instalațiilor de combustie, constau, în principiu, în tratarea gazelor de ardere cu anumiți reactivi. Reacțiile chimice se pot desfăşura, eventual, în prezența unui catalizator. Gradul de epurare, ce caracterizează aceste tehnici de control, este net superior celui corespunzător metodelor primare, însă, aşa cum s-a arătat în § 3.2 (figura 3.7), costurile de investiție, de exploatare şi de întreținere ale instalațiilor aferente sunt semnificativ mai mari.

Clasificarea tehnicilor secundare, a căror denumire generică este aceea de tehnici **DENOX**, este dată în tabelul 3.3, iar tipurile de reacții, ce pot fi implicate în procesul denitrurării, sunt date în tabelul 3.4 [3.29].

Tabelul 3.4. Tipuri de reacții ce stau la baza tehnicilor secundare de control a NO_x.

Tehnica DENOX	Tipul reacțiilor	Reactivi, catalizatori
Procedee catalitice	*Descompunere*	amestec de oxizi metalici (Cu, Ni, Fe, Cr), la temperaturi de peste 1000 °C;
	Reducere	cu H_2 şi catalizator pe bază de Pt, Pd, Ni, Cr;
		cu NH_3 şi catalizator pe bază de TiO_2, combinat cu V_2O_5 sau WO_3;
		cu CO şi catalizator pe bază de CuO, CrO_2, $CuCrO_2$;
		cu hidrocarburi (CH_4), folosind catalizatori platinici sau neplatinici (cromit de cupru activat cu zinc sau bariu);
		cu amestec de gaze reducătoare: NH_3 + etanol pe catalizator Pd/Al_2O_3; NH_3 + CO pe catalizator Ca/SiO_3.
Procedee necatalitice	*Absorbție*	în soluție de NaOH şi NaOCl;
		în soluție 5-15 % H_2NSO_3H în H_2SO_4;
		reacții gaz/solid, patul de reacție fiind CaC, Na_2CO_3, $CaCO_3$, CaO;
	Adsorbție	cărbune activ;
		mordenit (alumino-silicat cristalin);
		turbă îmbibată cu alcalii.
	Reducere termică	cu pulbere de cocs, la 900 ÷ 1000 °C;
		cu N_2H_4, la 750 ÷ 850 °C;
		cu NH_3, la 950 ÷ 970 °C;
		cu uree, la 900 ÷ 980 °C;
		cu hidrocarburi $C_1 – C_4$, la 980 °C.

3.2.2.1. Reducerea catalitică selectivă (SCR)

Această tehnică de reducere secundară a emisiilor de NO_x este, actualmente, cea mai utilizată (aproximativ 90 % din totalul instalaţiilor aflate în exploatare) şi asigură reducerea cu 80 ÷ 90 % a conţinutului de NO_x din gazele de ardere [3.5, 3.6, 3.12, 3.19, 3.28, 3.31]. Creşterea gradului de epurare, până la valori apropiate de 95 % [3.15], implică utilizarea unor sisteme hibride de catalizatori, atât în ceea ce priveşte compoziţia, cât şi realizarea constructivă. De asemenea, elementele constructive ale sistemelor cu grad mare de denitrurare funcţionează la diferite niveluri de temperatură, astfel încât, atât reactorului catalitic, cât şi sistemele de manipulare ale acestuia sunt mai dificil de realizat [3.18, 3.26, 3.27].

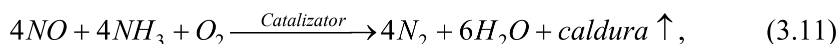
➊ *Principiul metodei*

Principial, metoda reducerii catalitice selective (SCR) are la bază reacţia de reducere a NO_x, de către amoniac (NH_3), în prezenţa unui catalizator şi la temperaturi de ordinul a 300 ÷ 400 ^oC [3.6, 3.15, 3.29, 3.47]. Reacţiile de bază sunt exoterme şi evoluează în sensul reducerii oxizilor de azot, la azot molecular, evident netoxic, şi apă. Este de remarcat faptul că anumiţi constructori de echipament au reuşit reducerea gamei optime de temperaturi până în domeniul 200 ÷ 300 ^oC [3.6].

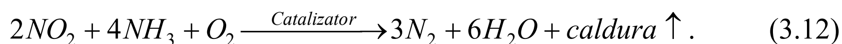
Reacţiile de bază sunt foarte eficiente, evoluând foarte aproape de condiţiile ideale (raportul molar $NH_3/NO_x \approx 1$), emisia în atmosferă de amoniac nereacţionat fiind foarte redusă (2 ÷ 5 ppm).

Pe lângă reacţiile principale, în reactorul catalitic şi în unele echipamente situate în aval de acesta, se desfăşoară şi o serie de reacţii care implică dioxidul de sulf, existent în gazele de ardere, şi care limitează temperatura maximă de lucru.

Reacţiile principale sunt reacţiile de reducere a celor doi oxizi de azot, denumiţi generic NO_x, astfel [3.6, 3.15, 3.17, 3.20]:



$$4NO + 4NH_3 + O_2 \xrightarrow{Catalizator} 4N_2 + 6H_2O + caldura \uparrow, \qquad (3.11)$$



$$2NO_2 + 4NH_3 + O_2 \xrightarrow{Catalizator} 3N_2 + 6H_2O + caldura \uparrow. \qquad (3.12)$$

Având în vedere temperatura la care se desfăşoară reducerea catalitică, este de aşteptat ca, în cazul arderii combustibililor fosili, reacţia de forma (3.11) să fie reacţia, de bază, preponderentă.

Reacţiile secundare sunt reacţii de oxidare şi reacţii de formare a sărurilor de amoniu. Astfel, reacţiile secundare de oxidare sunt de forma [3.15, 3.17, 3.20]:



$$4NH_3 + 5O_2 \rightarrow 4NO + 6H_2O, \qquad (3.13)$$



$$2SO_2 + O_2 \xrightarrow{Catalizator} 2SO_3, \qquad (3.14)$$

iar cele de formare a sărurilor de amoniu sunt:



$$NH_3 + SO_3 + H_2O \rightarrow NH_4HSO_4\,, \tag{3.15}$$



$$2NH_3 + 2SO_3 + H_2O + 0{,}5O_2 \rightarrow 2NH_4SO_4\,. \tag{3.16}$$

Reacția de oxidarea a agentului reducător (3.13) se desfăşoară, mai ales, la temperaturi mai mari de 450 °C, limitând, astfel, domeniul de temperaturi la care funcționează reactoarele catalitice. O limitare mai severă este, însă, determinată de oxidarea, în prezența catalizatorului, a SO_2, la SO_3. Conversia SO_2 în SO_3 (3.14) este puternic accelerată atunci când temperatura depăşeşte pragul de, aproximativ, 370 °C. Rezultă, astfel, că, în cazul arderii combustibililor cu conținut ridicat de sulf, temperatura din reactorul catalitic trebuie limitată la 350 ÷ 370 °C, funcționarea la această temperatură diminuând procentul de oxidarea a SO_2, la valori mai mici de 1 % [3.15].

În reactorul catalitic, SO_3 reacționează cu amoniacul, formându-se, astfel, bisulfat de amoniu (3.15) sau sulfat de amoniu (3.16). Bisulfatul de amoniu (NH_4HSO_4) precipită, odată cu scăderea temperaturii, colmatând straturile de catalizator, preîncălzitorul de aer, recuperatoarele de căldură, precum şi echipamentele şi conductele de evacuare a gazelor, din cazan. Temperatura la care precipită bisulfatul de amoniu depinde de concentrațiile de NH_3 şi de SO_3 din gazele de ardere, curbele care dau această dependență fiind de forma celor prezentate în figura 3.31 [3.15].

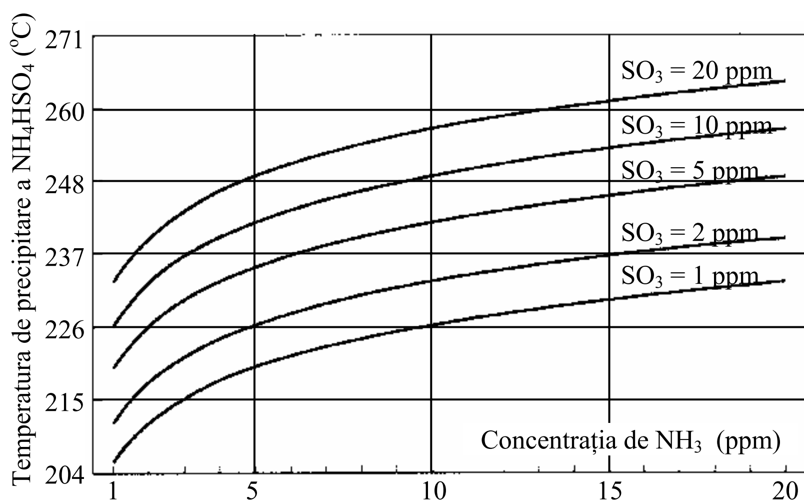


Fig. 3.31. Dependența temperaturii de precipitare a NH_4HSO_4 de concentrațiile de NH_3 şi de SO_3

Ambele săruri ale amoniului (bisulfatul şi sulfatul) rezultă sub forma unor particule foarte fine (1 ÷ 3 μm) [3.15], care pătrund în microporii din structura catalizatorului, limitând activitatea chimică a acestuia. Pentru a evita acest efect nefavorabil, ca şi viteza de corodare a echipamentelor de către bisulfatul de amoniu, suprafețele sunt curățate, periodic, cu jeturi de abur şi sunt spălate, ultima operațiune fiind efectuată în timpul reviziilor anuale, în timpul cărora instalațiile sunt scoase din funcțiune.

Creşterea riscului de colmatare a echipamentelor din aval de reactorul catalitic,

dar, mai ales, de reducere a activităţii catalizatorului, prin ancrasarea acestuia, limitează temperatura minimă de funcţionare a reactorului catalitic. Temperatura minimă este dependentă de conţinutul de sulf din combustibil, însă, experienţa de exploatare a arătat că nu există, practic, pericol de ancrasare a catalizatorului, cu particule fine de săruri de amoniu, atunci când temperatura este mai mare de 300 ^oC [3.15].

Cinetica reacţiilor principale şi restricţiile impuse de evoluţia reacţiilor secundare determină o dependenţă specifică a gradului de reducere a NO_x, în raport cu temperatura din reactorul catalitic. Reprezentarea grafică a acestei funcţii este dată în figura 3.32 [3.29].

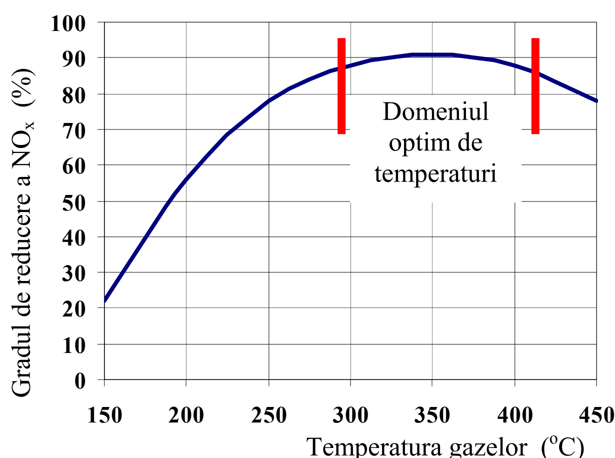


Fig. 3.32. Dependenţa gradului de reducere a NO_x de temperatură, în instalaţiile de tip SCR.

Pentru micşorarea cantităţii de săruri de amoniu, trebuie ca şi excesul de amoniac să fie astfel controlat, încât să nu depăşească nivelul maxim de 5 ppm. În cazul arderii combustibililor cu conţinut ridicat de sulf, pierderea tehnologică de amoniac nu trebuie să depăşească 2 ppm [3.15, 3.17, 3.63].

Un alt efect nefavorabil al formării particulelor fine de săruri de amoniu, care pot fi antrenate de fluxul de gaze de ardere, este acela al creşterii emisiei de substanţe aeropurtate, a instalaţiei de ardere.

Oxidarea SO_2, la SO_3, poate face necesară, de asemenea, modificarea temperaturilor minime de lucru ale schimbătoarelor de căldură, pentru a evita funcţionarea în vecinătatea punctului de rouă acidă, temperatura corespunzătoare punctului de rouă acidă fiind direct dependentă de concentraţia de SO_3 din gazele de ardere.

În cazul în care combustibilul utilizat este cărbunele, o parte semnificativă din pierderea tehnologică de amoniac (chiar până la 80 % [3.15]) condensează pe cenuşa zburătoare, care urmează a fi reţinută de sistemele de filtrare. Amoniacul, astfel reţinut, poate avea un impact semnificativ asupra procesului tehnologic de tratare sau de stocare a deşeurilor, deoarece, la valori ridicate ale pH-ului, amoniacul este eliberat în

atmosferă. De asemenea, conținutul de amoniac poate afecta calitatea subproduselor tratării, aspect de loc de neglijat, atunci când acestea sunt utilizate în industria materialelor de construcții. Astfel, cenuşa zburătoare, utilizată ca aditiv la fabricarea betoanelor, poate elibera, spontan, amoniacul, prezentând un risc real pentru securitatea operatorilor. Emisia spontană de amoniac poate afecta negativ şi funcționarea instalației de desulfurare umedă a gazelor de ardere, din aval de instalația **DENOX**.

Elementele constructive ale unei instalații de tip **SCR** sunt prezentate în figura 3.33 [3.44]. Varianta prezentată, în această figură, este aceea a instalării reactorului între economizor şi preîncălzitorul de aer, caz în care el operează pe gaze fierbinți şi în condițiile unei concentrații ridicate de cenuşă zburătoare.

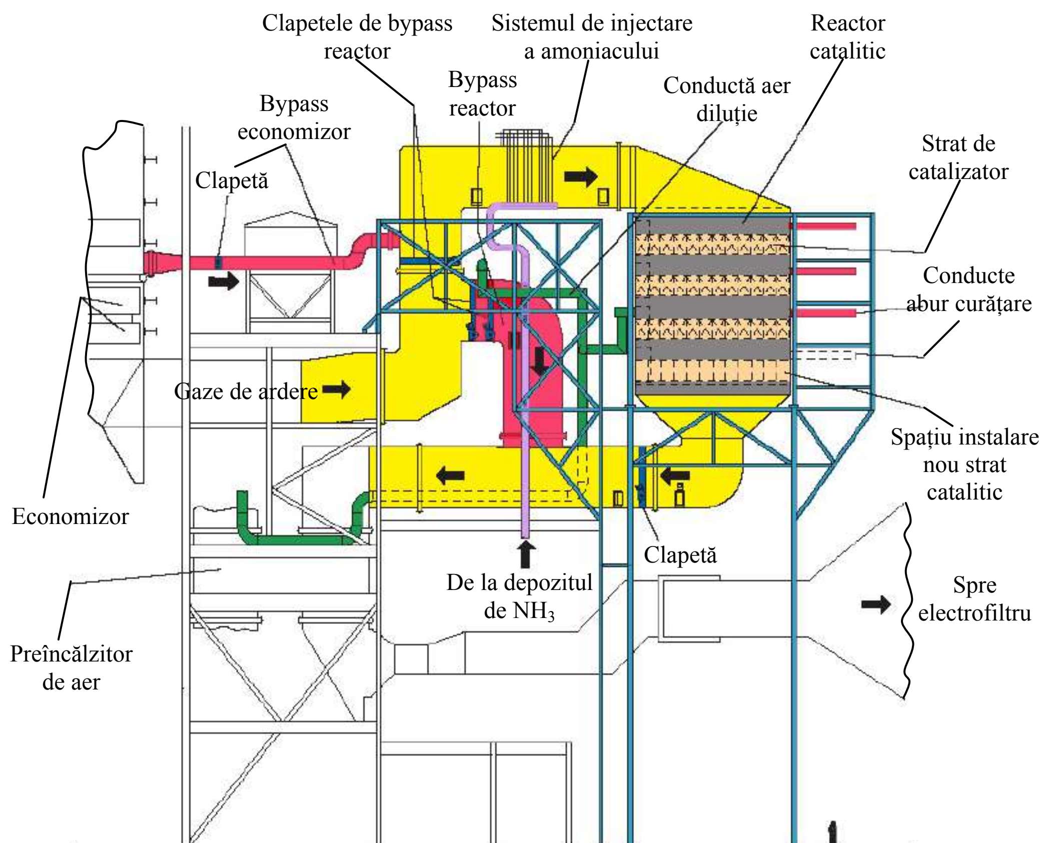


Fig. 3.33. Elementele constructive ale unei instalații de tip SCR.

Reactorul catalitic şi instalațiile anexe sunt realizate ca ansambluri complementare cazanului energetic, inclusiv în ceea ce priveşte structura metalică de susținere. În acest fel, sistemele SCR pot fi scoase complet din funcțiune, fără a afecta performanțele energetice ale instalației de ardere, sau pot fi adaptate la cazane aflate în exploatare şi care nu au fost echipate, din proiectare, cu astfel de instalații.

Principalele elemente constructive ale unei instalaţii SCR sunt:

- ✓ reactorul catalitic,
- ✓ sistemul de injectare a agentului reducător,
- ✓ sistemul de curăţare periodică a straturilor catalitice,
- ✓ conducta şi clapetele de bypass a reactorului,
- ✓ conducta şi clapetele de bypass a economizorului,
- ✓ sistemul de insuflare a aerului pentru diluţie şi a perdelei de aer pentru izolarea reactorului catalitic,
- ✓ conductele de racord în circuitul de gaze al cazanului,
- ✓ structura metalică de susţinere.

În reactor sunt instalate elementele catalitice, dispunerea acestora depinzând de soluţia tehnică aleasă pentru forma de prezentare a substanţei active.

Volumul catalizatorului se alege în funcţie de tipul combustibilului şi condiţiile de ardere a acestuia, care se reflectă într-o anumită concentraţie de NO_x, precum şi funcţie de debitul de gaze de ardere, corespunzător puterii instalaţiei respective. Secţiunea transversală a reactorului catalitic se dimensionează pentru anumite viteze de curgere a gazelor, în regimul de sarcină maximă a instalaţiei. Astfel, în cazul arderii combustibililor solizi, viteza gazelor, la sarcina maximă, trebuie să fie de aproximativ 5 ÷ 5,7 m/s [3.17]. Cunoscând volumul necesar de substanţă activă şi secţiunea transversală a reactorului, rezultă grosimea straturilor catalitice. Această grosime (h_{cat}) poate fi calculată şi cu o relaţie de forma

$$h_{cat} = k \cdot v_g\,, \qquad (3.17)$$

în care, v_g este viteza de curgere a gazelor de ardere, iar coeficientul de corecţie al duratei de rezidenţă (k) poate lua valori cuprinse între 0,55 ÷ 0,85 s [3.17].

Substanţa catalitică nu se dispune într-un singur strat, ci într-un număr de 2 ÷ 4 straturi, creându-se, astfel, spaţiile necesare curăţirii periodice a suprafeţelor. Acest mod de realizare constructivă permite, de asemenea, schimbarea straturilor catalitice, la intervale de timp diferite, astfel încât instalaţia poate funcţiona, o perioadă mai mare de timp, până la schimbarea întregului catalizator. În acelaşi scop, se prevede, din stadiul de proiectare, posibilitatea instalării unui strat catalitic suplimentar.

Prin sumarea dimensiunilor, în plan vertical, ale tuturor acestor elemente, rezultă înălţimea reactorului catalitic.

Caseta 3.1. Dimensiunile unui catalizator aflat în exploatare

De exemplu [3.44], în cazul unei instalaţii de 675 MW, în condiţiile în care concentraţia de NO_x, la intrarea gazelor în reactor, este de 0,85 g/kWh, iar gradul de epurare este de 90 %, rezultă un volum de catalizator de 897 m^3, pentru tratarea debitului de aproximativ 4.000.000 m^3/h. Catalizatorul este instalat în două reactoare identice, rezultând secţiunea transversală a unui reactor de ordinul a 100 m^2 şi înălţimea straturilor catalitice de 4,5 m. În fiecare reactor, sunt instalate câte trei straturi catalitice şi este prevăzută posibilitatea instalării, la un moment dat, a unui al patrulea strat (figura 3.33), astfel încât înălţimea totală a unui reactor rezultă de ordinul a 10 ÷ 11 m.

Din metodologia de dimensionare a reactorului catalitic, descrisă anterior, rezultă faptul că modificarea puterii instalate şi, implicit, a debitului de gaze de tratat, determină, mai ales, modificarea secţiunii transversale a reactorului şi, în mai mică măsură, a înălţimii totale a acestuia.

Agentul reducător este injectat în canalul de gaze orizontal, din amonte de reactorul catalitic, prin intermediul unei matrice de duze. Reprezentarea schematică a sistemului de injectarea a NH_3 este dată în figura 3.34 [3.44], în care poate fi observată dispunerea spaţială a duzelor, în canalul de gaze de ardere.

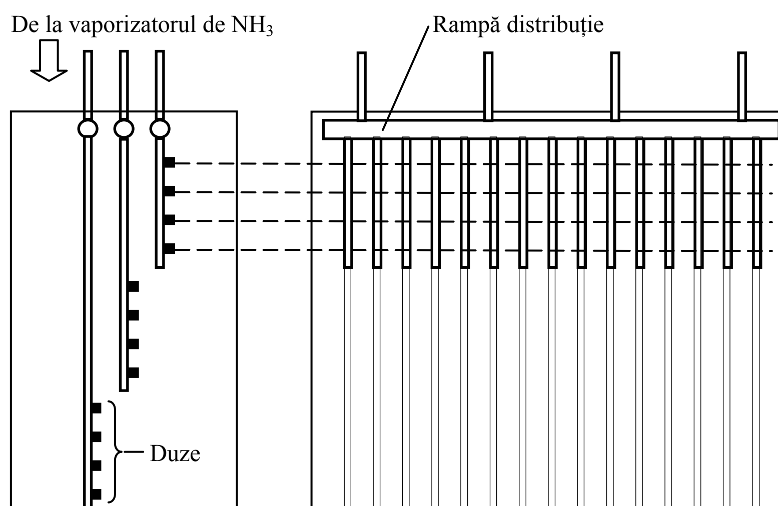


Fig. 3.34. Reprezentarea schematică a unui sistem de injectare a agentului reducător

Sistemul de duze permite controlul cantităţii de amoniac, în strânsă concordanţă cu cantitatea de NO_x din gazele de ardere şi, deci, în concordanţă cu sarcina cazanului. De asemenea, acesta asigură o bună repartiţie a agentului reducător, în întreaga secţiune transversală a canalului de gaze.

Repartiţia uniformă a agentului reducător trebuie păstrată şi în reactorul catalitic, simultan cu o repartiţie cât mai uniformă a fluxului de gaze de ardere şi, implicit, a temperaturii. Repartiţiile neuniforme determină reducerea eficienţei epurării, creşterea căderii de presiune, pe elementele constructive ale reactorului catalitic, şi creşterea cantităţii de NH_3 nereacţionat (pierderea tehnologică de agent reducător). O distribuţie incorectă nu poate fi compensată decât parţial, prin creşterea volumului catalizatorului, iar distribuţiile accentuat neuniforme crează dificultăţi şi în controlul injectării agentului reducător. Abaterile maxime admisibile, la nivelul racordului de intrare a gazelor în reactorul catalitic, sunt date în tabelul 3.5 [3.19].

În scopul uniformizării amestecului gaze - NH_3 şi a temperaturilor, în toată secţiunea transversală a reactorului catalitic, pot fi utilizate sisteme de palete statice, prin intermediul cărora se schimbă direcţia de curgere a gazelor. Un exemplu, în acest sens,

îl reprezintă sistemele Sulzer (figura 3.35) [3.19]. Aceste sisteme sunt realizate din două câmpuri de palete oblice, primul schimbând direcţia de curgere a gazelor, în plan orizontal, iar al doilea, în plan vertical. Turbulenţa, astfel creată, realizează un foarte bun amestec gaze-NH_3. La intrarea în reactorul catalitic, este instalat un ultim câmp de palete, care schimbă direcţia de curgere a gazelor cu 90^o. Turbulenţa creată, la acest nivel, şi prezenţa dispozitivului de uniformizare a curgerii gazelor, în aval, asigură o repartiţie bună a vitezelor, în toată secţiunea transversală a reactorului catalitic.

Tabelul 3.5. Distribuţiile specificate de compania AES Cayuga

Parametrul	Neuniformitatea maximă admisibilă
fluxul de gaze	abaterea standard = 15 %
raportul molar NH_3/NO_x	abaterea standard = 5 %
temperatura	abaterea medie = ± 10 ^oC

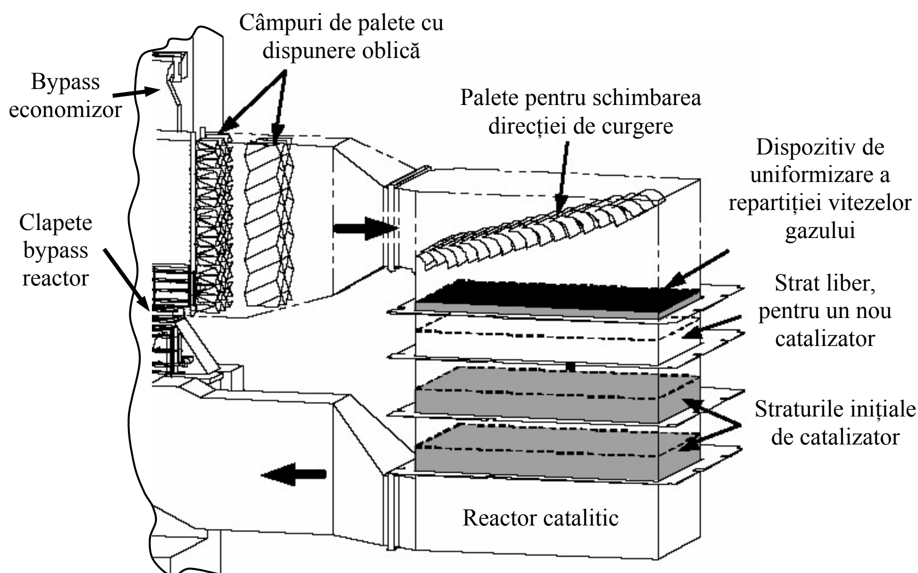


Fig. 3.35. Sistem static de amestecare, de tip Sulzer

Depunerea particulelor de cenuşă zburătoare şi de săruri de amoniu, pe suprafeţele active ale straturilor catalitice, impune curăţarea periodică a cestora. Această operaţiune este realizată, în cazul instalaţiilor de mare capacitate, prin injectarea de abur, la presiunea de aproximativ 15 atm. Distanţa dintre injectoarele de abur şi suprafaţa stratului catalitic este de aproximativ 60 cm. Curăţarea se efectuează fără scoaterea din funcţiune a instalaţiei, cu o periodicitate de ordinul a 8 ore [3.28].

În majoritatea situaţiilor, operaţiunea de curăţare periodică se efectuează şi la nivelul stratului în care nu se află catalizator. În cazul reactoarelor mici, curăţarea supra-

fețelor active se poate realiza manual, prin intermediul unor lancii, prin care se insuflă aer comprimat.

Trimestrial, suprafețele catalitice sunt inspectate vizual şi curățate suplimentar, în condițiile scoaterii din funcțiune a instalației. În cazul instalațiilor mari, gradul de colmatare a suprafețelor catalitice se urmăreşte, vizual, cu o frecvență mai mare. În acest scop sunt realizate ferestre de vizitare, care permit vizualizarea catalizatorului, în vecinătatea pereților reactorului, acolo unde efectul de proximitate face ca viteza gazelor să fie mai mică şi, deci, probabilitatea de ancrasare a straturilor catalitice mai mare.

Actualmente, acest tip de ancrasare a catalizatorului este puțin probabil să aibă loc în instalațiile mari, chiar şi în vecinătatea pereților reactorului, datorită modului de realizare a straturilor catalitice şi uniformizării vitezei gazelor, în toată secțiunea transversală a reactorului [3.28]. În cazul reactoarelor de mici dimensiuni, riscul de ancrasare a catalizatorului este mai mare, datorită efectului de proximitate mai accentuat.

Particulele de cenuşă zburătoare, antrenate de fluxul de gaze de ardere, şi care au dimensiuni relativ mari, au tendința de a curăța, atât catalizatorul, cât şi suprafețele preîncălzitorului de aer. În acest fel, se reduce riscul de colmatare a elementelor constructive cu sărurile de amoniu, formate în reactor. Chiar dacă surprinde, la prima vedere, atunci când gazele au un conținut redus de cenuşă zburătoare, se pare că este necesară curățarea mai frecventă a catalizatorului, mai ales în condițiile în care dimensiunile particulelor sunt mici [3.17].

În multe situații, diferența dintre temperatura gazelor ce ies din economizor şi temperatura minimă de funcționare a reactorului catalitic este foarte mică, nedepăşind 10 ^{o}C [3.19]. Acest ecart de temperatură asigură buna funcționare a reactorului catalitic, numai în regimul de sarcină nominală al instalației. Pentru o exploatare sigură a catalizatorului şi în regimurile de sarcină parțială, se instalează sistemul bypass economizor. Acest sistem, format din tubulatură, clapete şi sisteme de acționare, are rolul menținerii temperaturii minime, din reactorul catalitic, la un nivel suficient de ridicat, încât să se evite formarea bisulfatului de amoniu. În acest fel, rolul favorabil al sistemului bypass economizor se manifestă în condițiile funcționării, îndelungate, a instalației, în regim de sarcină redusă, încărcarea minimă putând atinge nivelul de 50 %.

Chiar dacă poartă denumirea de "bypass economizor", sistemul poate include şi o parte a supraîncălzitorului de abur, mai ales în cazul în care temperatura gazelor, de la intrarea în economizor, nu este suficient de mare [3.17].

Evident, utilizarea sistemului bypass economizor face să scadă randamentul ciclului termic. Astfel, randamentul turbinei scade, mai ales atunci când sistemul cuprinde şi o parte din supraîncălzitor. Reducerea randamentului termic al instalației trebuie, însă, transpusă în costuri şi comparată cu costul de întreținere al catalizatorului. Dacă, într-un anumit regim, costurile determinate de funcționarea sistemului bypass al economizorului sau de curățarea frecventă a catalizatorului depăşesc o valoare acceptabilă, se evită colmatarea catalizatorului prin întreruperea injectării de amoniac în reactor. Asemenea situații pot să apară numai la încărcări mici ale instalației, caz în care trebuie reconsiderați parametrii regimului de sarcină minimă.

Sistemul bypass reactor are rolul de a întrerupe circulaţia gazelor, prin reactorul catalitic, dirijându-le, direct, către preîncălzitoarele de aer. În acest fel, reactorul catalitic este scos din funcţiune, putându-se efectua mentenanţa periodică a acestuia.

Utilitatea sistemului bypass reactor rezultă şi din faptul că multe dintre sistemele SCR au o funcţionare de tip sezonier. Aceste instalaţii funcţionează în sezonul cald, deoarece temperaturile ridicate favorizează formarea ozonului, prin reacţiile complexe dintre oxizii de azot, compuşii organici volatili şi radiaţia ultravioletă. În acest fel, rezultă că reviziile se efectuează, cu periodicitate anuală, în sezonul rece.

Sistemul bypass reactor poate fi utilizat şi pentru optimizarea funcţionării întregii instalaţii. Astfel, funcţie de nivelul emisiei de NO_x, o parte din gazele de ardere pot fi dirijate direct către preîncălzitoarele de aer, fără a mai fi tratate în reactorul catalitic. În acest fel, creşte durata de viaţă a catalizatorului, scad căderile de presiune în reactor şi, implicit, costurile de exploatare ale instalaţiei.

Performanţele catalizatorului pot să scadă semnificativ atunci când reactorul catalitic este scos frecvent din funcţiune. Scoaterea frecventă din funcţiune conduce la formarea de condens, pe catalizator. Condensul activează o serie de reacţii ale componentelor agresive ale cenuşii zburătoare. Aceste reacţii includ corodarea acidă a elementelor reactorului catalitic, depunerea de săruri şi infiltrările în porii fini ai catalizatorului. Pentru a nu expune reactorul catalitic unei astfel de contaminări, trebuie să se evite întreruperile în funcţionare şi să se adopte măsuri speciale pentru întreruperile de lungă durată, aşa cum sunt cele sezoniere. Mai mult, dacă în sezonul rece se efectuează şi revizia anuală a reactorului, sistemul bypass al reactorului trebuie să asigure o izolare eficientă a acestuia, pentru a preveni infiltrarea gazelor de ardere.

Etanşeitatea reactorului, în raport cu canalele de gaze de ardere, se realizează prin intermediul unor clapete duble, între acestea circulând un flux de aer încălzit [3.17, 3.19]. Pentru a reduce costurile de investiţie, aerul cald, de etanşare, nu este încălzit în echipamente electrice sau în schimbătoare de căldură special destinate acestui scop. În mod frecvent, se utilizează un anumit debit de aer secundar.

Agentul reducător, în stare de vapori, este diluat cu o anumită cantitate de aer cald, pentru o asigura un debit de gaz cât mai constant şi, deci, o dispersare cât mai bună a amoniacului în gazele de tratat. Debitul de aer de diluţie poate reprezenta 2 ÷ 5 % din debitul de agent reducător [3.15].

Tot în scopul menţinerii umidităţii catalizatorului sub nivelul maxim admisibil, de 60 % (umiditate relativă) [3.19], în sezonul rece, se insuflă, ca şi în regimul normal de funcţionare, aerul de diluţie. Acest flux de aer este încălzit, în instalaţii electrice special destinate acestui scop, şi este insuflat prin duzele de injectare a NH_3, alimentarea cu agent reducător fiind scoasă din funcţiune. În acest caz, clapetele din racordul de ieşire al reactorului catalitic nu sunt prevăzute cu perdele de aer de separare, ci cu fante, care permit evacuarea aerului de diluţie din reactor [3.19].

❷ *Variante constructive*

Necesitatea asocierii sistemelor **SCR** diferitelor tipuri de instalaţii de ardere, care funcţionează cu o gamă largă de combustibili fosili, precum şi limitele impuse

temperaturilor din reactorul catalitic au condus la realizarea a trei variante constructive de unități **SCR**. La prima vedere, cele trei variante constructive diferă numai prin localizarea unității **SCR**, de-a lungul canalelor de gaze. În realitate, însă, locul de instalare a unității impune şi o serie de restricții de ordin constructiv.

În practica curentă, există trei variante de amplasare a unităților SCR:

✓ *High dust* (**HDSCR**) – atunci când reactorul catalitic este plasat între economizor şi preîncălzitorul de aer (figura 3.36,a), funcționând, astfel, în condițiile unor concentrații ridicate de cenuşă zburătoare şi la temperatură ridicată.

✓ *Low dust* (**LDSCR**) – atunci când reactorul este plasat în aval de electrofiltru, însă în amonte de preîncălzitorul de aer (figura 3.36,b), fiind parcurs, astfel, de gaze desprăfuite, dar fierbinți.

✓ *Tail gas* (*tail end*) (**TGSCR**) – caz în care reactorul este plasat în aval de instalațiile de desulfurare umedă şi de filtrare a particulelor, imediat în amonte de coşul de fum (figura 3.36,c), funcționând, astfel, pe gaze desulfurate şi desprăfuite, însă a căror temperatură este redusă, datorită existenței, în amonte, a instalației de desulfurare umedă a gazelor de ardere.

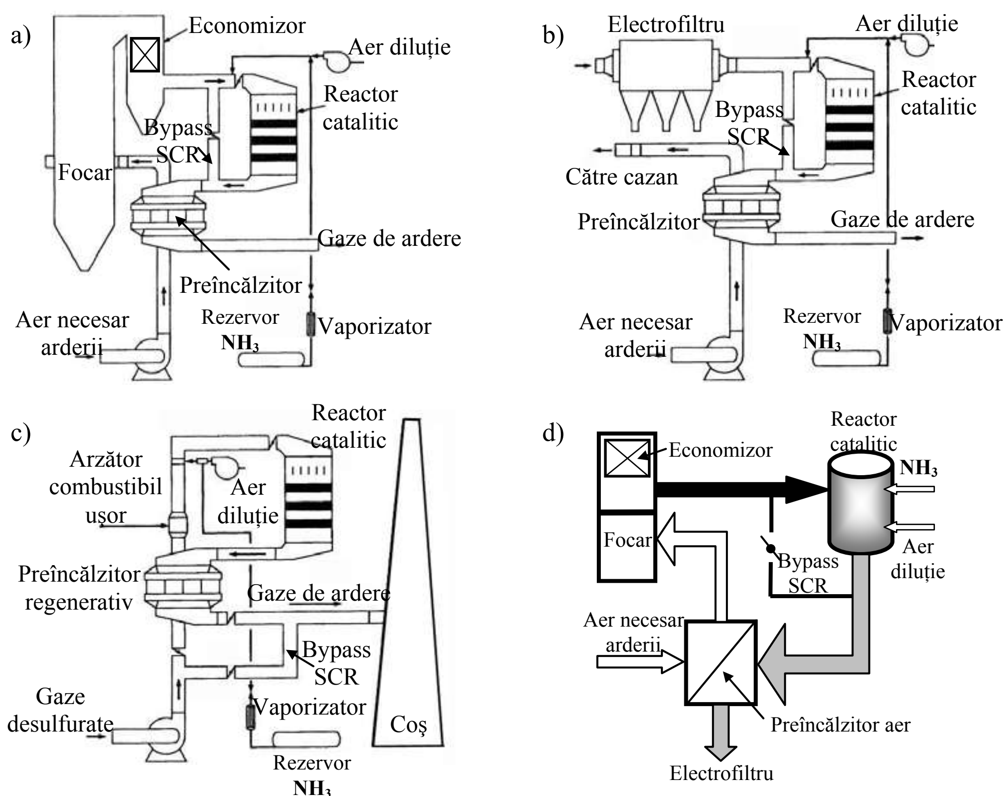


Fig. 3.36. Variante constructive ale instalațiilor de reducere catalitică selectivă [3.15]: a) – Varianta High Dust; b) – Varianta Low Dust; c) – Varianta Tail Gas (Tail End); d) – reprezentare schematică a variantei a).

Principial, unei instalaţii de ardere i se poate asocia oricare dintre cele trei variante constructive.

Atât în varianta *high-dust*, cât şi în varianta *low-dust*, durata de viaţă a catalizatorului este aproximativ aceeaşi [3.15], fapt ce poate fi explicat şi prin efectul de autocurăţare, datorat particulelor mari de cenuşă zburătoare [3.17]. Pe de altă parte, însă, existenţa cenuşii zburătoare impune crearea unor secţiuni de trecere mai mari, fapt care determină creşterea volumului reactorului catalitic şi, implicit, creşterea costurilor de investiţie şi de exploatare. În aceste condiţii, varianta *high-dust* este preferabil să echipeze instalaţiile pentru arderea combustibililor lichizi şi gazoşi, în timp ce varianta *low-dust* este preferabil să echipeze instalaţiile în care se arde combustibil solid (mai ales cărbune pulverizat).

În cazul primelor două variante constructive, nu este eliminat riscul de colmatare a catalizatorului cu bisulfat de amoniu, mai ales în cazul arderii cărbunilor cu conţinut ridicat de sulf şi a păcurii sulfuroase. În aceste condiţii, pare a fi avantajoasă amplasarea unităţii **SCR** după unitatea de desulfurare. Astfel, varianta *tail-gas* prezintă avantajele unui volum mai mic de catalizator şi a unei durate de viaţă mai mari a acestuia, atâta timp cât conţinutul de pulberi şi de SO_2, în gazele tratate, este redus. În acelaşi timp, însă, prezenţa instalaţiei de desulfurare umedă, din amonte, implică răcirea gazelor de ardere, la o temperatură inferioară temperaturii de fierbere a soluţiei de tratare a SO_2. Reducerea concentraţiei de SO_2, din gazele de ardere, face să scadă temperatura la care precipită bisulfatul de amoniu, aceasta rămânând, totuşi, mult mai mare decât temperatura gazelor de ardere, la ieşirea din instalaţia de desulfurare (figura 3.31). În aceste condiţii, trebuie crescută temperatura gazelor ce intră în reactorul catalitic. În plus, reacţiile de reducere a oxizilor de azot nu au o cinetică satisfăcătoare, la temperaturi mai mici de 100 ^oC. Din aceste două motive, în schemele de tip *tail-gas* este necesară reîncălzirea gazelor de ardere, până la temperatura optimă de funcţionare a unităţilor **SCR** (figura 3.32). Concentraţia redusă de SO_2, din gazele de ardere, permite reducerea temperaturii de lucru, până la o valoare de aproximativ 260 ^oC [3.68].

Încălzirea gazelor de ardere, de la 60 ^oC, la 260 ÷ 300 ^oC, se realizează fie prin arderea unei cantităţi suplimentare de combustibil superior, fie în schimbătoare de căldură de suprafaţă. Deoarece eficienţa schimbătoarelor de căldură gaz-gaz este redusă, volumul acestor schimbătoare de căldură este mare, implicând, astfel, costuri semnificative. În aceste condiţii, este preferabilă încălzirea gazelor de tratat într-o cameră de combustie, în care se arde un combustibil cu conţinut redus de sulf (gaze naturale). O parte din cantitatea de căldură, eliberată de combustibilul suplimentar, poate fi recuperată, la nivelul unui preîncălzitor regenerativ, şi utilizată pentru încălzirea aerului necesar arderii, în camera de combustie.

❸ *Agentul reducător*

În unităţile **SCR**, agentul reducător utilizat, a cărui denumire generică este aceea de *reagent*, este amoniacul (relaţiile 3.11 şi 3.12). Reactoarele catalitice pot funcţiona atât cu NH_3 anhidru (aproape pur), cât şi cu soluţii de 20 ÷ 30 % NH_3 în apă. Agentul

reducător, vaporizat, este introdus în reactorul catalitic, împreună cu aerul cald de diluție, urmărindu-se o distribuția uniformă a NH_3 în gazele de ardere.

Amoniacul este un toxic forte puternic, astfel încât trebuie reduse, la minimum, pierderile accidentale de vapori de NH_3, în atmosferă. Temperatura de fierbere a amoniacului anhidru este de –32 °C, la presiunea atmosferică. Astfel, la temperatura ambiantă, amoniacul este în stare gazoasă şi prezintă risc semnificativ de poluare a aerului. În aceste condiții, utilizarea NH_3 anhidru trebuie să respecte o serie de cerințe, stricte, de siguranță a instalațiilor şi de protecție a mediului. Cum majoritatea instalațiilor, de acest tip, se află în zone cu densitate mare de populație, considerentele de siguranță şi de impact la mediu au o pondere foarte mare în decizia de instalare a unei unități **SCR**, care funcționează cu NH_3 anhidru.

Reguli severe le sunt impuse atât sistemelor de stocare, distribuție şi vaporizare a amoniacului, cât şi mijloacelor de transport a acestuia. Distanțele minime, dintre instalațiile aferente agentului reducător şi diversele categorii de construcții publice, sunt impuse de norme, un astfel de exemplu fiind dat în tabelul 3.6, în conformitate cu codul ANSI (*American National Standards Institute*) K61.1 [3.17].

Tabelul 3.6. Distanțe minime pentru instalarea containerelor de stocare a NH_3 anhidru.

Capacitatea nominală a containerului (m^3)	Distanța minimă (m) de la fiecare container la:		
	granițele unor proprietăți pe care se va putea construi; şosele; căi ferate principale	locurile în care se desfăşoară adunări publice	proprietățile instituțiilor
între 2 m^3 şi 8 m^3	7,5	45	75
între 8 m^3 şi 115 m^3	15	90	150
între 115 m^3 şi 380 m^3	15	140	230
peste 380 m^3	15	185	300

În cazul utilizării soluției apoase de NH_3, evaporarea este neglijabilă, la temperatura ambiantă, motiv pentru care instalarea containerelor nu este supusă unor reguli stricte [3.15, 3.17]. Presiunea din containerele de stocare a soluției de NH_3 este de ordinul a 1,5 ÷ 2 atm, în condițiile în care amoniacul anhidru se stochează la presiuni de 15 ÷ 20 atm. Cu toate acestea, NH_3 anhidru este utilizat în peste 95 % dintre unitățile **SCR** [3.15], datorită unor avantaje, în raport cu soluția apoasă de NH_3, precum:

- ✓ preț mai mic al agentului reducător;
- ✓ volumul containerelor de stocare de 3 ÷ 4 ori mai mic;
- ✓ costurile de transport şi depozitare mai mici;
- ✓ sisteme de vaporizare simple şi, deci, costuri de exploatare mai mici.

Reducerea riscului de contaminare cu vapori de NH_3 se referă atât la siguranța containerelor de stocare şi a echipamentelor aferente, cât şi la amplasamentul acestora.

Zona de depozitare trebuie să fie îndiguită, digurile fiind astfel dimensionate încât să poată reține întreaga cantitate de NH_3, din stoc. Fundația containerelor trebuie prevăzută cu drenuri ce pot prelua apele pluviale, eventual, contaminate cu NH_3.

Pentru creşterea siguranţei în exploatare, agentul reducător este depozitat în două containere, sistemul de distribuţie fiind proiectat cu pompe şi vaporizatoare redundante. De asemenea, containerele sunt prevăzute cu supape de suprapresiune şi sisteme de monitorizare a nivelului şi a temperaturii lichidului stocat.

Caseta 3.2. Exemplu referitor la dimensiunea containerelor de stocare a NH_3

În cazul unui grup de 675 MW, a cărui emisie nominală de NO_x este de 1,58 kg/MWh şi în condiţiile reducerii cu 90 % a poluantului (caseta 3.1), sunt necesare două containere de câte 170 m^3, pentru a acoperi necesarul de NH_3 pe o perioadă de 14 zile de funcţionare, la sarcina nominală [3.44].

Pe lângă eventualele pierderi de NH_3, din sistemele de transport şi stocare, unităţile **SCR** se caracterizează printr-o pierdere continuă de NH_3, la nivelul reactorului catalitic. Această pierdere continuă, care poate modifica inadmisibil de mult bilanţul ecologic al centralei termoelectrice, reprezintă, de fapt, cantitatea de NH_3 care nu a reacţionat cu NO_x.

Agentul reducător nereacţionat este antrenat, de către fluxul de gaze de ardere, spre coşul de fum al cazanului, poluând, astfel, aerul atmosferic. Dacă combustibilul utilizat este cărbunele, pierderea tehnologică de NH_3 condensează pe cenuşa zburătoare, reţinută, ulterior, de sistemul de filtrare. Calitatea cenuşii zburătoare, ca material de construcţii, este depreciată de prezenţa amoniacului, nefiind de neglijat nici emisia spontană de NH_3, care poluează, şi în acest fel, aerul atmosferic.

Pierderea tehnologică de NH_3 nu poate fi suprimată, însă poate fi redusă, la valori mai mici de 5 ppmv (volumice), acceptabil din punct de vedere ecologic.

Emisia de NH_3 scade atunci când creşte volumul catalizatorului, pentru un debit dat de gaze, cu o concentraţie constantă de NO_x. Cu toate acestea, creşterea cantităţii de substanţă catalitică nu poate reprezenta un mijloc de reducere a emisiei tehnologice de NH_3, volumul catalizatorului fiind obţinut ca un optim între criteriile tehnice şi cele economice.

În stadiul actual de dezvoltare al tehnologiei **SCR**, la darea în exploatare a instalaţiilor, pierderea tehnologică de NH_3 este foarte redusă, nedepăşind 1 ppmv [3.17, 3.19, 3.28], însă, aceasta creşte simultan cu dezactivarea catalizatorului. Evoluţia în timp a valorii medii a pierderii tehnologice de NH_3, pentru regimul nominal de funcţionare al unei unităţi SCR, este lineară, aşa cum se poate observa din figura 3.37,a [3.28]. Valoarea medie a pierderii tehnologice poate atinge 3 ppmv, însă valoarea maximă poate depăşi 5 ppmv, funcţie şi de tipul constructiv al catalizatorului, aşa cum se poate observa din figura 3.37,b [3.28].

Creşterea pierderii tehnologice de NH_3 nu are, întotdeauna, drept cauză, dezactivarea catalizatorului. Alte cauze, ce ţin de degradarea unor parametri specifici funcţionării reactorului, sunt: distribuţia necorespunzătoare a agentului reducător, în fluxul de gaze de ardere, deci distribuţia neuniformă a raportului molar NH_3/NO_x şi distribuţia neuniformă a vitezelor de curgere a gazelor. Aceste perturbaţii pot determina creşteri,

temporare, ale emisiei tehnologice de NH_3. Totuşi, fiind perturbaţii de ordin funcţional, ele pot fi corectate, fără a fi necesară schimbarea catalizatorului. Creşterea valorii medii a pierderii tehnologice poate fi considerată, însă, ca fiind un indicator cert al dezactivării catalizatorului, în baza căruia se poate lua decizia schimbării acestuia. Acest indicator este mai sigur decât indicatorul referitor la emisia de NO_x, la nivelul coşului de fum [3.19, 3.28].

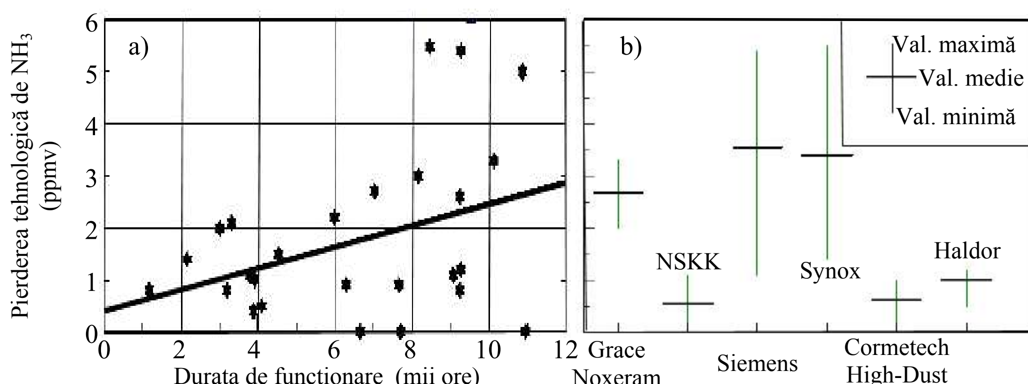


Fig. 3.37. Dependenţa pierderii tehnologice de NH_3 de durata de funcţionare şi de tipul catalizatorului

❹ *Catalizatorul*

Catalizatorul reprezintă partea esenţială a unei unităţi **SCR**, fapt reflectat şi de costul ridicat al acestuia. Costul catalizatorului poate atinge 20 % din totalul cheltuielilor de investiţie, corespunzătoare unei unităţi **SCR** [3.30, 3.44], în condiţiile în care costurile specifice ale acestor unităţi sunt de 20 $/kW, în cazul arderii gazelor naturale, şi de 50 ÷ 70 $/kW, în cazul cazanelor pe cărbune [3.48].

Pentru realizarea straturilor catalitice ale unităţilor **SCR** pot fi utilizate următoarele substanţe: pentoxid de vanadiu (V_2O_5), trioxid de fier (Fe_2O_3), oxid de mangan (MnO_2), oxid de crom (CrO_3), oxid de titan (TiO_2), trioxid de wolfram (WO_3), precum şi compuşi de bază de Ag, Cu, Mo. V_2O_5 are cea mai bună reactivitate şi este rezistent la contaminare cu bisulfat de amoniu, fiind, astfel, foarte frecvent utilizat. În acelaşi timp, însă, V_2O_5 se caracterizează printr-o rată mare de conversie a SO_2 în SO_3, astfel încât, mai ales în cazul gazelor cu conţinut ridicat de oxizi de sulf, este necesară reducerea conţinutului de vanadiu din catalizator. În aceste cazuri, este preferabilă combinarea pentoxidului de vanadiu cu trioxid de wolfram. WO_3 are proprietatea de a reduce cantitatea disponibilă de oxigen, la suprafaţa catalizatorului, inhibând, astfel, oxidarea SO_2, la SO_3. În acelaşi timp, WO_3 îmbunătăţeşte stabilitatea mecanică şi termică a catalizatorului.

Substanţa catalitică este fixată la suprafaţa sau în masa unui suport ceramic, de zeolit sau de Al_2O_3. În cazul în care substanţa activă este V_2O_5 sau combinaţia V_2O_5 şi WO_3, suportul, frecvent utilizat, este cel de TiO_2. Dacă substanţa catalitică este înglo-

bată în masa substanţei suport, catalizatorul este de tip omogen şi se prezintă sub formă de fagure (figura 3.38).

Dacă substanţa catalitică este depusă pe suport, atunci catalizatorul este de tip heterogen şi se prezintă sub forma de plăci (figura 3.38) sau cuiburi de aglomerare [3.19, 3.28, 3.29, 3.48]. În cazul în care elementele catalitice sunt sub formă de placă, suportul catalizatorului este realizat din oţel [3.28].

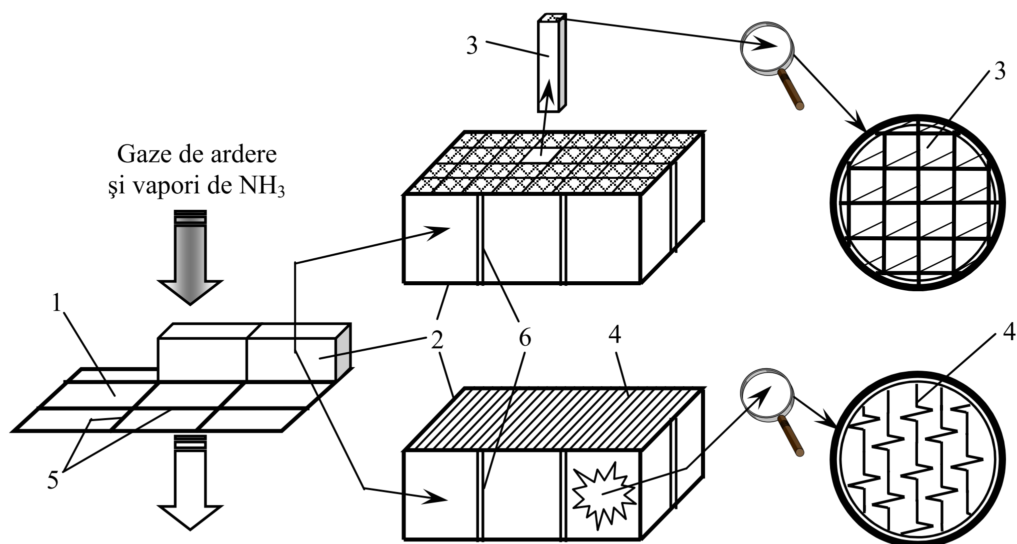


Fig. 3.38. Forme de prezentare ale straturilor catalitice din unităţile **SCR**:
1) - strat catalitic; 2) - modul catalitic; 3) element catalitic sub formă de fagure; 4) - element catalitic sub formă de placă; 5) - rame strat catalitic; 6) - rame modul catalitic.

Elementele catalitice, indiferent de forma de prezentare, fagure sau placă, sunt montate în interiorul unor rame metalice, formând, astfel, module catalitice independente. Mai multe astfel de module formează un strat catalitic. Un exemplu numeric, referitor la dispunerea modulelor catalitice, pentru instalaţia ale cărei date tehnice sunt prezentate în caseta 3.1, este dat în caseta 3.3.

Caseta 3.3. Exemplu referitor la încărcarea straturilor catalitice cu module independente

Cei 897 m^3 de catalizator, ai instalaţiei caracterizate în caseta 3.1, rezultă prin dispunerea a câte 144 (12x12) module catalitice pe fiecare dintre cele trei straturi active ale reactorului. Modulele au înălţimea de 1,5 m şi sunt realizate din elemente catalitice de tip placă, distanţa dintre plăci fiind de 6 mm.

Elementele catalitice, realizate în structură de tip fagure, au, de obicei, suprafaţa de contact mai mare decât elementele catalitice realizate sub formă de placă, la un ace-

laşi volum al modulului catalitic [3.28]. Astfel, utilizarea elementelor catalitice de tip fagure implică un volum mai mic al reactorului, dar, în acelaşi timp, masa unui strat catalitic este mai mare, pentru aceleaşi caracteristici ale gazului de tratat.

Elementele catalitice de tip placă, de ultimă generaţie, au suprafaţa activă apropiată de aceea a elementelor de tip fagure, astfel încât volumul catalizatorului nu depinde de tipul elementelor catalitice utilizate, ci de suprafaţa de trecere a gazelor [3.28]. Mărimea care caracterizează această suprafaţă se numeşte "pasul catalizatorului" şi reprezintă, de fapt, de distanţa dintre plăci sau de mărimea laturii celulelor elementelor de tip fagure.

Pasul catalizatorului se alege în funcţie de dimensiunile particulelor de cenuşă zburătoare şi de concentraţia acestora în gazele de ardere. Rezultă, astfel, că unităţile **SCR**, asociate caznelor în care se arde cărbune pulverizat, au un pas al catalizatorului mai mare decât acelea instalate la cazanele în care se ard gaze naturale. De asemenea, pasul catalizatorului ar trebui să fie mai mare la unităţile de tip *high-dust*, decât la cele *low-dust* sau *tail-gas*. De exemplu, dimensiunile celulelor elementelor catalitice de tip fagure sunt de 7 ÷ 7,5 mm, în cazul prezenţei masive a cenuşii zburătoare în gaz, în timp ce, în cazul arderii combustibililor gazoşi, aceste dimensiuni sunt de 2 ÷ 3 mm [3.15, 3.17, 3.29]. În cazul arderii cărbunelui pulverizat, distanţa dintre elementele catalitice, de tip placă, este de aproximativ 6 mm [3.17].

Trebuie subliniat, însă, că, în ultima perioadă, producătorii de reactoare catalitice tind să micşoreze pasul catalizatorului, indiferent de gradul de încărcare cu particule, pentru a creşte suprafaţa specifică activă şi, implicit, pentru a micşora dimensiunile reactoarelor catalitice. Suprafaţa specifică activă reprezintă raportul dintre suprafaţa activă totală şi volumul catalizatorului, calculate din considerente pur geometrice, fără să se ia în considerare microporii de pe suprafaţa catalizatorului.

Creşterea acestui indicator conduce, însă, la creşterea căderii de presiune pe straturile catalitice, fapt ce implică creşterea costului de exploatare. În acelaşi timp, micşorarea pasului catalizatorului implică utilizarea unor sisteme eficiente pentru curăţarea periodică a suprafeţelor active.

Dezvoltarea cogenerării de mică putere a impus realizarea unor catalizatori eficienţi şi la temperaturi mai ridicate ale gazelor. Rezultate bune, în acest sens, dau catalizatorii din zeolit, depus pe suport ceramic sau metalic. Dependenţa gradului de conversie a NO_x şi a pierderii tehnologice de NH_3, funcţie de temperatură, pentru un catalizator clasic şi unul de zeolit, producţie Johnson Matthey, este dată în figura 3.39.

Catalizatorul de zeolit are o eficienţă doar cu puţim mai bună decât catalizatorii clasici, însă domeniul de temperaturi, la care poate avea loc conversia NO_x, este mult mai mare. În acelaşi timp, domeniul optim de temperaturi este deplasat către valori mai mari ale acestora. Pe de altă parte, pierderea tehnologică de NH_3 este, în general, mai mare, decât în cazul catalizatorilor clasici, prezentând un maxim de aproximativ 7 ppm, la temperatura de 500 °C. În afara acestui nivel de temperatură, pierderea de NH_3 este de ordinul a 5 ppm, similară aceleia corespunzătoare catalizatorilor clasici, spre sfârşitul duratei de exploatare a acestora.

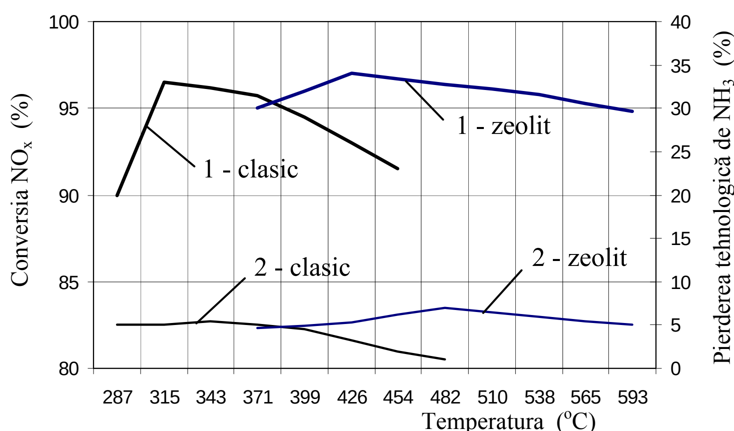


Fig. 3.39. Dependenţa gradului de conversie a NO_x (1) şi a pierderii de NH_3 (2) de temperatură.

Alegerea variantei constructive a instalaţiei SCR, a tipului şi volumului catalizatorului depinde de o serie de parametri, precum:

- ✓ tipul cazanului,
- ✓ proprietăţile fizice şi chimice ale combustibilului şi ale cenuşii zburătoare,
- ✓ concentraţia cenuşii în gazele de tratat,
- ✓ temperatura gazelor de ardere,
- ✓ concentraţia de NO_x în gaz,
- ✓ emisia admisibilă de NO_x,
- ✓ cantitatea de NH_3 injectată în gaz,
- ✓ cantitatea de oxigen din gazele de ardere,
- ✓ concentraţia SO_2 din gaze,
- ✓ distribuţia fluxului de gaze de ardere şi a vitezelor de curgere,
- ✓ rata admisibilă de conversie a SO_2, în SO_3,
- ✓ durata de viaţă impusă a catalizatorului şi mecanismul de dezactivare a acestuia,
- ✓ căderea de presiune admisibilă pe straturile catalitice,
- ✓ impactul reactorului catalitic asupra echipamentelor din aval de acesta.

În condiţii ideale, catalizatorul nu-şi modifică reactivitatea şi, deci, ar putea reduce NO_x, pe o durată nedeterminată. În realitate, însă, catalizatorul se deteriorează continuu, pe toată durata sa de funcţionare, prin diferite mecanisme fizice şi chimice.

Durata de viaţă garantată a catalizatorului, parametru specificat de firmele producătoare, depinde de volumul iniţial al catalizatorului şi de rata de dezactivare a acestuia. Ultimul parametru depinde de o serie întreagă de alţi parametri, cei mai importanţi fiind în strânsă legătură cu tipul combustibilului. La sfârşitul duratei de viaţă, performanţele catalizatorului, atât în ceea ce priveşte rata de conversie a NO_x, cât şi în ceea ce priveşte pierderea tehnologică de NH_3, scad sub limitele admisibile.

Nu este eficient să se proiecteze catalizatori cu durată de viaţă foarte mare, aceasta implicând instalarea unui volum mare de catalizator, care, cel puţin în prima

perioadă de funcționare a instalației, este în exces. În plus, catalizatorul aflat în exces este expus unui mediu care îl dezactivează parțial, fără ca performanțele instalației să crească, investiția inițială nefiind exploatată judicios [3.19].

Pe de altă parte, duratele de viață mici ale catalizatorului nu sunt recomandate, deoarece determină creşterea intervalelor de întrerupere în funcționarea instalației şi a costurilor aferente achiziționării şi instalării straturilor catalitice [3.19].

În primele etape ale utilizării unităților SCR, durata de viață a catalizatorului depindea, strict, de concentrația particulelor din fluxul de gaze de tratat. Astfel, aceasta era de ordinul a 12000 ore, pentru instalațiile de tip *high-dust*, şi de 24000 ore pentru unitățile **SCR** amplasate în aval de sistemul de colectare a particulelor [3.7].

În prezent, majoritatea unităților care echipează cazanele pe cărbune pulverizat au o durată de viață, garantată, de 2 ÷ 4 ani. Foarte frecvent, durata de viață a catalizatorului este de 3 ani de funcționare continuă (24000 ore) [3.19], indiferent dacă unitatea este de tip *high-dust* sau *low-dust* [3.15]. Atâta timp cât durata de exploatare garantată este dată în ore, în cazul instalațiilor cu funcționare sezonieră, numărul de ani de exploatare eficientă a catalizatorului creşte, semnificativ, în raport cu valorile menționate anterior.

Dezactivarea catalizatorului este efectul depunerilor de cenuşă zburătoare, acumulării de metale alcaline şi alcalino-pământoase, colmatării cu sulfați de amoniu, otrăvirii cu oxid de arsenic sau alte combinații ale metalelor din cărbune (Be, Cd, Cr, Hg, Mg, Mn, Pb, U), sinterizării termice a particulelor substanței catalitice, erodării substanței active sau, chiar, îmbătrânirii acesteia, manifestate prin micşorarea microporilor de la suprafața de contact cu gazele de tratat.

Principalele cauze ale dezactivării catalizatorului, ca şi ponderea pe care acestea o au, în deteriorarea straturilor catalitice, sunt date în tabelul 3.7 [3.19, 3.48].

Tabelul 3.7. Principalele cauze ale deteriorării catalizatorilor

Ponderea / Tip cazan **Fenomenul**	**Cu evacuarea cenuşii în stare lichidă**	**Cu evacuarea cenuşii în stare solidă**
Sinterizarea termică a catalizatorului	neglijabilă	neglijabilă
Acumularea de metale alcaline	mică	mică
Acoperirea cu metale alcalino-pământoase	importantă	importantă
Otrăvirea cu As_2O_3	foarte importantă, în cazul recirculării cenuşii	moderată
Depunerea de cenuşă zburătoare *)	mică	mică
Erodarea substanței active *)	mică	mică
*) - viteza de evoluție a fenomenului este strict dependentă de modul de realizare a unității **SCR**.		

Pe lângă aceste fenomene, ce evoluează relativ lent în timp, catalizatorul îşi poate pierde, brusc şi definitiv, activitatea. Avarii de acest gen apar foarte rar şi sunt efectul aprinderii cenuşii, depuse pe suprafețele active. Căldura degajată prin combustia unor componente ale cenuşii zburătoare deteriorează, ireversibil, orice tip de catalizator.

Elementele catalitice de tip fagure, cu suport ceramic, nu favorizează oxidarea,

spre deosebire de elementele sub formă de placă, având suport din plasă de oţel. În aceste condiţii, combustia cenuşii este puţin probabil să se generalizeze, este mai uşor de localizat şi de stins [3.48]. Pentru exemplificare, în figura 3.40 este redată o imagine a evoluţiei degradării catalizatorului.

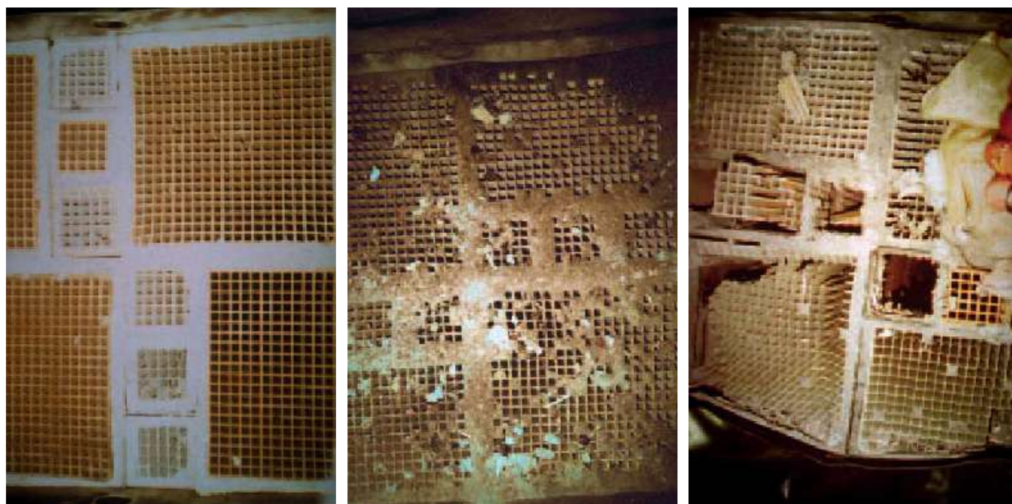


Fig. 3.40. Evoluţia procesului de deteriorare a catalizatorului

Sinterizarea termică a catalizatorului are ca efect creşterea dimensiunilor particulelor substanţei active, fapt ce determină reducerea suprafeţei de contact şi, implicit, reducerea performanţelor catalizatorului.

Stabilitatea termică a catalizatorului creşte atunci când în componenţa sa există wolfram. În aceste condiţii, efectul sinterizării este neglijabil, pe întreg domeniul de temperaturi al funcţionării normale a unităţilor SCR.

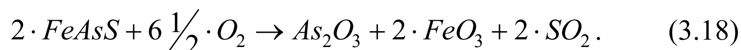
Metalele alcaline (Na, K) pot intra în reacţie directă cu substanţa catalitică, compuşii rezultaţi fiind inerţi. Acest gen de reacţii se desfăşoară, pentru început, la suprafaţa elementelor catalitice, rata de dezactivare depinzând, astfel, de concentraţia metalelor alcaline. Dacă metalele alcaline sunt conţinute într-o substanţă solubilă, ele migrează, rapid, în întregul volum al catalizatorului. În cazul arderii cărbunelui, acest tip de otrăvire a catalizatorului are un impact redus, datorită faptului că majoritatea combinaţiilor alcaline, din cenuşa zburătoare, nu sunt solubile. Dezactivarea este mult mai intensă, însă, în cazul arderii combustibililor lichizi, atât datorită solubilităţii bune a combinaţiilor alcaline, existente cenuşa zburătoare, cât şi grosimii reduse a stratului de substanţă activă [3.48].

Datorită suprafeţei active mai mari şi, implicit, a diluţiei semnificative a metalelor alcaline, elementele catalitice de tip fagure se comportă mai bine, la acest tip de otrăvire, decât elementele catalitice de tip placă. Practic, în cazul primului tip de ele-

mente catalitice nu se înregistrează o dezactivare semnificativă, pe toată durata de exploatare garantată, în timp ce în cazul elementelor de tip placă, se poate înregistra scăderea, cu până la 10 ÷ 15 %, a eficienţei reducerii NO_x, după numai 10000 ore de funcţionare [3.48].

Otrăvirea cu arsenic se datorează difuziei, în catalizator, a trioxidului de arsenic (As_2O_3), aflat în stare gazoasă, urmată de solidificarea acestuia, atât pe suprafeţele active, cât şi pe cele ale suportului.

Gazul As_2O_3 se obţine prin oxidarea, la temperatura înaltă din focar, a compuşilor complecşi ai fierului, arsenicului şi sulfului, aflaţi în combustibilii fosili, conform reacţiei



$$2 \cdot FeAsS + 6\,{}^1\!/_2 \cdot O_2 \rightarrow As_2O_3 + 2 \cdot FeO_3 + 2 \cdot SO_2 . \qquad (3.18)$$

În canalele de gaze, au loc reacţii secundare, favorabile, prin care o parte din gazul As_2O_3 este oxidat suplimentar, transformându-se în pentoxid de arsenic



$$As_2O_3 + O_2 \rightarrow As_2O_5 . \qquad (3.19)$$

As_2O_5 este în stare solidă şi nu dezactivează catalizatorul.

Ca şi în cazul otrăvirii cu metale alcaline, în cazul catalizatorilor omogeni, rata dezactivării este mai redusă, datorită diluţiei mai mari a gazului contaminant, la suprafaţa activă. Atâta timp cât acest tip de dezactivare se datorează difuziei gazului As_2O_3, urmată de condensarea, în capilarele catalizatorului, optimizarea dimensiunilor porilor poate diminua rata de contaminare. Cu toate acestea, unităţile **SCR**, asociate cazanelor cu evacuarea cenuşii în stare lichidă şi recircularea acesteia, sunt expuse unei otrăviri intense cu arsenic (tabelul 3.7).

Fenomenul de otrăvire cu arsenic nu poate fi diminuat, la nivelul reactorului catalitic, însă pot fi injectaţi aditivi, în focar, care să reţină, în cât mai mare măsură, As_2O_3 format. Aditivul, utilizat la cazanele de tip ciclon, este pulberea de calcar ($CaCO_3$).

Prin calcinarea calcarului se obţine oxid de calciu, conform reacţiei



$$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2 . \qquad (3.20)$$

Particulele libere de CaO reacţionează cu gazul As_2O_3, în prezenţa oxigenului, astfel



$$As_2O_3 + 3 \cdot CaO + O_2 \rightarrow Ca_3(AsO_4)_2 . \qquad (3.21)$$

Reacţia (3.21) se desfăşoară în zona superioară a focarului, iar substanţa compusă, rezultată, se află în stare solidă. Pe lângă reacţii de forma (3.21), în canalele de gaze au loc reacţii de oxidare a As_2O_3 (3.19), astfel încât cantitatea de As_2O_3, gazos, scade drastic, rata de contaminare a catalizatorului devenind foarte mică.

Compusul solid, $Ca_3(AsO_4)_2$, se poate depune, ca şi sărurile de amoniu, pe suprafeţele active, însă efectul acestui tip de contaminare este mult mai puţin periculos, pentru catalizator, decât otrăvirea cu As_2O_3.

Ponderea principală în procesul de transformare contaminantului gazos o deţine

reacţia acestuia cu CaO (3.21). Astfel, dacă concentraţia arsenicului din combustibil este mai mică de 15 mg/kg, injectarea pulberii de $CaCO_3$ are ca efect reducerea cantităţii de As_2O_3, la nivelul primului strat catalitic, de la 500 ÷ 700 μg/Nm^3, la 10 μg/Nm^3 [3.48]. În cazul arderii cărbunelui pulverizat, cantitatea de $CaCO_3$, necesară controlării procesului de otrăvire cu arsenic, este de aproximativ 50 ori mai mică decât cantitatea de cărbune. Nu trebuie neglijat faptul că o parte din cantitatea de $CaCO_3$ poate proveni din sistemul de tratare a oxizilor de sulf.

Metalele alcalino-pământoase (Ca, Mg), aflate în compoziţia unor sulfaţi, se pot depune pe suprafaţa activă a catalizatorului, limitând accesul NO_x şi a HN_3 la aceasta, aşa cum se poate observa din figura 3.41 [3.48]. Concentraţia maximă a calciului se înregistrează la suprafaţa expusă a catalizatorului, în profunzimea acestuia concentraţia fiind mult mai mică.

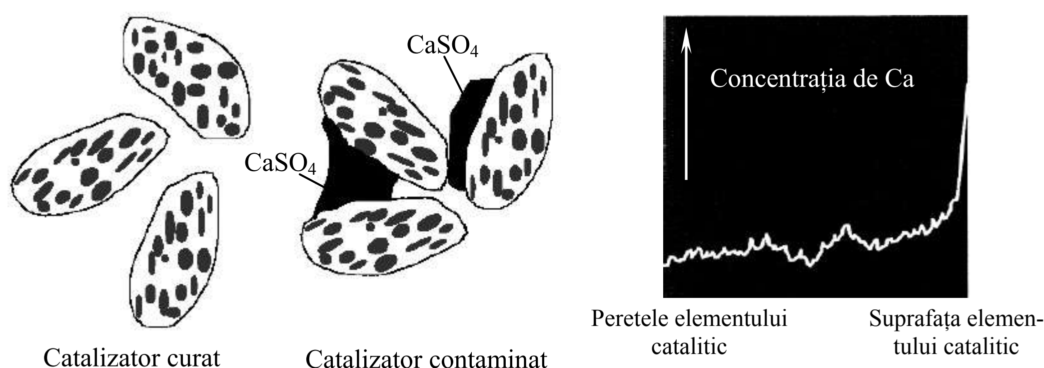


Fig. 3.41. Contaminarea suprafeţei catalizatorului cu $CaSO_4$ şi acumularea de Ca în catalizator

Sulfatul de calciu provine din reacţia particulelor libere de CaO, antrenate de fluxul de gaze de ardere, cu trioxidul de sulf (SO_3) conţinut de acestea.

Dacă se injectează pulbere de calcar numai pentru controlul otrăvirii cu arsenic, atunci această cantitate trebuie perfect controlată, astfel încât excesul de CaO să fie foarte mic. Dacă, în schimb, pulberea de $CaCO_3$ este injectată în focar pentru controlul emisiei de oxizi de sulf, caz în care rezultă o cantitate importantă de $CaSO_4$, este preferabil ca unitatea **SCR** să fie de tipul *low-dust*.

Unităţile **SCR**, care echipează focarele cu evacuarea cenuşii în stare solidă, sunt mult mai expuse contaminării cu calciu, deoarece cantitatea de CaO, în exces, este de aproximativ două ori mai mare decât în cazul focarelor cu evacuarea cenuşii în stare lichidă [3.48].

Colmatarea catalizatorului cu săruri ale amoniului şi cu cenuşă zburătoare, al cărei mecanism a fost prezentat anterior, poate fi diminuată, prin alegerea adecvată a pasului catalizatorului. Evident, această măsură este asociată cu alegerea corespunzătoare a temperaturii de lucru a reactorului catalitic, pentru a evita formarea de bisulfat

de amoniu, cu distribuția corectă a fluxului de gaz, pentru a evita depunerea cenușii zburătoare, și cu insuflarea periodică a aburului, pentru curățarea suprafețelor active.

Prin proiectare, trebuie evitată, pe cât posibil, crearea unor suprafețe cu risc mare de acumulare a particulelor solide, adoptând unele măsuri, precum:

- ✓ evitarea realizării de suprafețe plane, în racordul de intrare a gazelor, până la nivelul aripioarelor de schimbare a direcției de curgere a gazului (figura 3.35);
- ✓ instalarea de dispozitive deflectoare, pe suporții de prindere a grinzilor de susținere a straturilor catalitice și pe țevile sistemului de curățare cu abur;
- ✓ evitarea stagnării curgerii gazului, în vecinătatea clapetelor sistemului bypass, situat la intrarea în reactor, zone în care ar putea să apară acumulări de cenușă, ce pot pătrunde în reactorul catalitic, în momentul repunerii acestuia în funcțiune.

Erodarea catalizatorului are drept cauză impactul permanent al particulelor de cenușă zburătoare cu suprafețele expuse ale acestuia. Viteza de erodare depinde de:

- ✓ viteza gazelor de ardere,
- ✓ proprietățile fizice și chimice ale cenușii,
- ✓ direcția sub care are loc ciocnirea,
- ✓ proprietățile catalizatorului.

Distribuția incorectă a fluxului de gaze poate conduce la erodarea severă a suprafețelor expuse ciocnirii cu particulele ce au viteze mari. Ulterior, tocmai în aceste zone, fenomenul de erodare este accelerat, deoarece direcțiile predominante de curgere a gazului sunt orientate către suprafețele deja afectate de eroziune. Acest fenomen poate fi explicat prin reducerea locală a rezistențelor hidraulice.

Erodarea are o evoluție mai rapidă în cazul elementelor catalitice de tip fagure, omogene. Erodarea severă a acestui tip de catalizatori se pare că este datorată, în mare măsură, insuflării aburului pentru curățare, proces adeseori prea agresiv [3.28]. Cum însă eroziunea este localizată la partea superioară a elementelor catalitice, expusă impactului cu particulele aflate în suspensie în gaz, soluția de reducere a vitezei de erodare este aceea de creștere a durității substanței active, în zona de intrare a gazelor în elementele catalitice [3.28, 3.48], conform reprezentării schematice din figura 3.42.

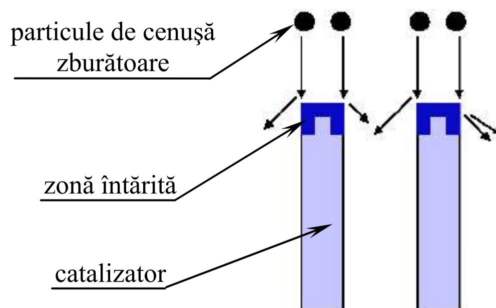


Fig. 3.42. Reprezentarea schematică a modului de protejare împotriva eroziunii a părții superioare a elementelor catalitice de tip fagure

Se poate concluziona că dezactivarea catalizatorului este de două tipuri:

- ✓ dezactivare chimică, ireversibilă, datorată otrăvirii catalizatorului;
- ✓ dezactivare fizică, datorată colmatării, ecranării şi erodării acestuia.

Pentru menţinerea instalaţiei în parametrii nominali, în ceea ce priveşte emisia de NO_x şi pierderea tehnologică de NH_3, şi pentru minimizarea costurilor de înlocuire a catalizatorului se întocmeşte un *plan de management* al acestuia, pentru fiecare unitate **SCR**. Un astfel de plan conţine informaţii referitoare la data la care se adaugă catalizatorul pe stratul liber, datele la care se schimbă catalizatorul de pe fiecare dintre straturile încărcate iniţial, precum şi instrucţiunile necesare pentru stocarea sau reciclarea corectă a catalizatorului dezactivat.

Pentru ca decizia schimbării unui strat catalitic să fie corectă, în practică, se corectează datele estimative, din planul de management al catalizatorului, cu rezultatele testelelor, efectuate pentru stabilirea performanţelor catalizatorului, la un moment dat. În acelaşi scop, producătorul trebuie să furnizeze *elemente test* de catalizator, care se analizează la intervalele de timp stabilite în planul de management al catalizatorului.

Majoritatea unităţilor **SCR**, care deservesc cazane în care se arde cărbune pulverizat, sunt prevăzute cu unu sau, cel mult, două straturi libere, în care, la un moment dat, vor fi instalate module catalitice noi (figurile 3.33 şi 3.35). Atunci când catalizatorul atinge durata sa garantată de viaţă, el nu mai poate asigura conversia corespunzătoare a NO_x, condiţii în care creşte nivelul pierderilor tehnologice de NH_3. Aceasta nu înseamnă, însă, că trebuie schimbat întregul volum al catalizatorului, deoarece el nu este dispus pe un singur strat, ci pe două sau trei straturi catalitice, cel mai expus dezactivării fiind stratul mai apropiat de racordul de intrarea a gazelor, în catalizator. Astfel, nu toate straturile, instalate iniţial, îşi ating durata de exploatare garantată în acelaşi timp şi, deci, nu trebuie schimbate simultan. Rezultă, astfel, că o prima etapă de readucere a reactorului catalitic, în parametrii nominali, este aceea de instalare a modulelor catalitice noi, pe stratul liber.

Aşa cum se poate observa din figura 3.43 [3.19, 3.37], care este o reprezentare schematică a planului de management al catalizatorului, încărcarea stratului liber face să crească activitatea relativă a catalizatorului peste valoarea iniţială. O asemenea comportare este de aşteptat, atâta timp cât nu se extrage catalizatorul de pe straturile iniţiale, iar acesta nu a fost complet dezactivat. Dacă durata garantată de exploatare a catalizatorului este de 24000 ore, stratul iniţial se încărcă după aproximativ 26000 ore, de la punerea în funcţiune. Cele 2000 ore suplimentare reprezintă, de fapt, întreruperile necesare efectuării reviziilor periodice ale instalaţiilor de ardere şi ale unităţii **SCR**.

Următoare etapă, în exploatarea reactorului, va consta în încărcarea celui de-al doilea strat liber, dacă acesta există. În caz contrar, se schimbă catalizatorul de pe primul strat iniţial, a cărui stare de dezactivare este, evident, cea mai avansată. Operaţiunea se repetă, la momentul oportun, la cel de-al doilea strat, astfel încât, odată ce toate straturile catalitice ale reactorului au fost încărcate, urmează schimbarea, prin rotaţie, a acestora. În acest fel, este asigurată atingerea performanţelor nominale, pe termen lung. Evident, dacă se urmăreşte obţinerea unui grad mai ridicat de conversie a NO_x, trebuie

să crească frecvență intervențiilor la straturile catalitice. În orice condiții, însă, trebuie să se intervină la straturile catalitice atunci când valoarea medie a pierderii tehnologice de NH_3 depăşeşte 5 ppm, aceasta corespunzând unei valori minime a activității relative a catalizatorului de 65 ÷70 %.

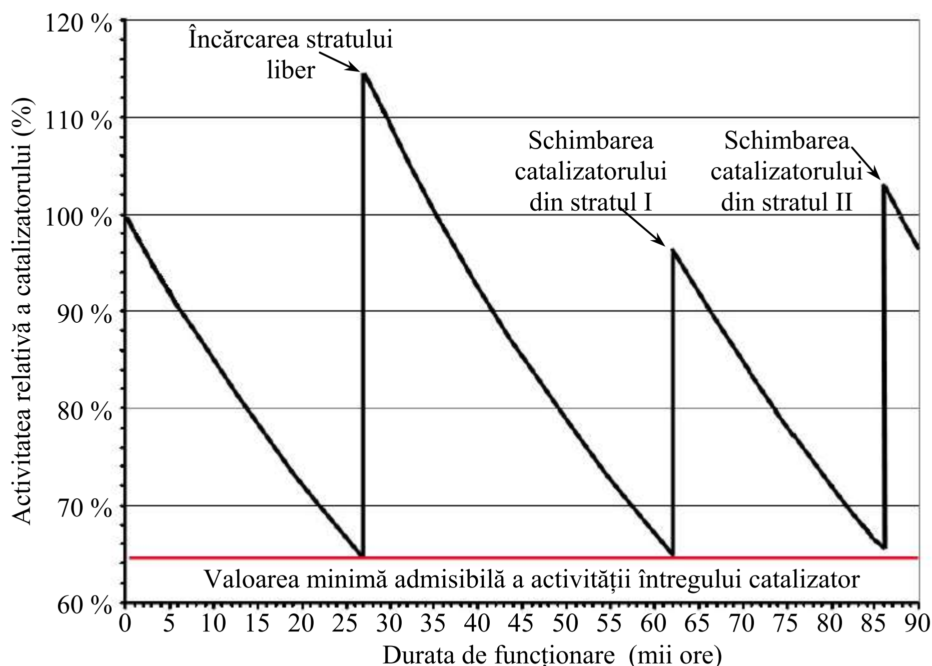


Fig. 3.43. Planul de management al catalizatorului unui reactor cu două straturi inițiale şi un strat suplimentar, cu durată de exploatare garantată de 24000 ore

Aşa cum se poate observa din figura 3.43, încărcarea stratului liber şi schimbarea catalizatorului, de pe cele două staturi, asigură o durată de funcționare de aproximativ 10 ani. Chiar dacă durata de funcționare este mare, schimbarea periodică a catalizatorului implică costuri ce pot reprezenta 50 % din costul total de funcționare al unității **SCR**, pe toată această perioadă. În cazul catalizatorilor omogeni, de tip fagure, realizați prin extrudare, nu se poate reduce acest cost. În cazul elementelor catalitice de tip placă, costurile determinate de schimbarea periodică a catalizatorului pot fi reduse cu până la 10 ÷20 % [3.37]. Această reducere a costului este efectul reciclării suportului elementelor catalitice, în proporție de 50 ÷ 75 %, şi devine efectivă după schimbarea primului strat catalitic, în etapa premergătoare înlocuirii celui de-al doilea strat. Reducerea costului de exploatare este cu atât mai semnificativă cu cât numărul straturilor catalitice din reactor este mai mare (trei straturi inițiale) şi cu cât numărul unităților **SCR**, care echipează o centrală termoelectrică, este mai mare. În valori absolute, reciclarea suportului elementelor catalitice poate aduce economii de ordinul a câtorva milioane de dolari, pentru grupuri având puterea instalată de 150 MW [3.37].

În ceea ce priveşte stocarea şi/sau reciclarea catalizatorului dezactivat, actualele norme de mediu nu includ materialele, din componenţa elementelor catalitice, în categoria deşeurilor industriale, cu risc de impact la mediu [3.17]. Cu toate acestea, este recomandat să se returneze, furnizorului, catalizatorul uzat, firmele producătoare fiind cele mai în măsură să trateze deşeurile aferente. Preluarea catalizatorului uzat trebuie să fie o condiţie impusă în contractul de achiziţie a catalizatorului [3.17].

În concluzie, performanţele unei unităţi **SCR**, la un moment dat, pot fi evaluate pe baza următorilor parametri:

- ✓ gradul de dezactivare a catalizatorului,
- ✓ pierderea tehnologică de NH_3,
- ✓ căderea de presiune pe reactorul catalitic.

Aceşti trei parametri sunt strâns interdependenţi şi, la rândul lor, depind de alte variabile, precum: temperatura, raportul molar NH_3/NO_x, gradul de conversie al SO_2 în SO_3 etc. De exemplu, colmatarea parţială a catalizatorului determină creşterea căderii de presiune pe reactorul catalitic, simultan cu reducerea ratei de conversie a NO_x. Cum dependenţa dintre rata de conversie a NO_x şi raportul molar NH_3/NO_x este lineară, rezultă că o oarecare dezactivare a catalizatorului poate fi compensată prin creşterea cantităţii de agent reducător, însă, peste o anumită limită, creşte pierderea tehnologică de NH_3, afectând, nefavorabil, bilanţul ecologic al centralei.

Pe de altă parte, la instalarea unei unităţi **SCR**, parametrii enumeraţi anterior trebuie consideraţi în manieră ponderată. De exemplu, în cazul centralelor noi, căderea de presiune pe reactorul catalitic poate să nu prezinte prea mare importanţă, însă ea devine esenţială în cazul retrofitului cazanelor, aflate în exploatare, când ar putea face necesară schimbarea exhaustoarelor, cu toate implicaţiile de ordin tehnic şi economic, care derivă din aceasta. În consecinţă, este strict necesară alegerea optimă a catalizatorului, astfel încât caracteristicile acestuia să fie adecvate instalaţiei de ardere, pe care o echipează.

❺ *Reactoare SCR*

Utilizarea preponderentă a instalaţiilor **SCR**, pentru controlul emisiilor de NO_x, a condus la dezvoltarea fabricaţiei de astfel de unităţi în ţările dezvoltate din Europa, SUA, Japonia, Canada şi Australia. Importanţi furnizori de unităţi **SCR** complete sau numai de catalizatori sunt: ABB, Siemens, Von Roll, Comertech Inc., Haldor Topsoe A/S, Babcock & Wilcox Company, Johnson Matthey, Hitachi Zosen, Nippon Shokobai, W.R. Grace & Co., Mitsubishi Heavy Industries etc.

Produsele companiilor menţionate se bazează pe tehnologia clasică a reducerii catalitice selective, existând deosebiri doar în ceea ce priveşte realizarea elementelor catalitice. Exemple de aplicare novatoare a principiilor tehnicii clasice sunt procedeele Desonon şi Rhône-Poulenc [3.7].

Astfel, procedeul Desonon asigură tratarea simultană a NO_x şi SO_2, din gazele de ardere, utilizând catalizatori pentru ambele categorii de poluanţi. În prima etapă de tra-

tare, este instalat un catalizator de oxidare a SO_2, la SO_3. Prin reacția dintre NH_3, injectat în aval de catalizatorul de oxidare, şi SO_3 se obține $(NH_4)_2SO_4$, extras din instalație sub forma unei soluții, având concentrația de 70 %. În cea de a doua etapă de tratare, sunt reținuți oxizii de azot, practic, printr-un procedeu clasic **SCR**. Catalizatorul de denitrurare este zeolitul, iar agentul reducător este amoniacul, injectat, în exces, în aval de catalizatorul de oxidare. Gazul tratat este purificat în proporție de 90 %, nu conține pulberi şi nici NH_3 decelabil.

Instalațiile **SCR**, realizate pe baza procedeului Rhône-Poulenc, se deosebesc prin temperatura de lucru mult mai redusă decât aceea din reactoarele clasice, dar şi prin presiunea mai mare a gazelor. Astfel, catalizatorul permite reducerea temperaturii de lucru, până la 110 ^{o}C, însă pentru presiuni cuprinse între 2 atm şi 9 atm.

3.2.2.2. Reducerea catalitică neselectivă (NSCR)

Principial, această tehnică se bazează, ca şi tehnica **SCR** pe reducerea NO_x, la N_2, în prezența unui catalizator şi a unui agent reducător. Procedeul fiind neselectiv, rezultă, însă, că şi alte gaze intră în reacții de reducere, determinând creşterea consumului de agent reducător şi, în consecință, utilizarea restrânsă a acestei tehnici. Catalizatorul conține metale prețioase şi/sau metale rare, agentul reducător este amoniacul, iar temperatura de lucru este cuprinsă între 200 ^{o}C şi 500 ^{o}C [3.7].

3.2.2.3. Reducerea selectivă non-catalitică (SNCR)

Tehnologiile realizate pe principiul reducerii non-catalitice selective (**SNCR**) sunt disponibile pe piața sistemelor de reducere a emisiilor de NO_x, generate prin arderea combustibililor fosili. Instalațiile bazate pe această tehnologie sunt, actualmente, mai puțin utilizate decât unitățile **SCR**, cel puțin sub forma unităților independente. În acelaşi timp, însă, se utilizează, pe scară din ce în ce mai largă, sistemele combinate pentru reducerea emisiilor de NO_x, tehnica **SNCR** fiind frecvent utilizată, în combinație cu tehnici intracombustie sau în cascadă cu unități **SCR**. De asemenea, unitățile **SNCR** sunt, frecvent, asociate instalațiilor de arderea cărbunelui în strat fluidizat, unde recircularea permanentă a cenuşii asigură un timp de rezidență adecvat, la o temperatură foarte apropiată de aceea ideală reducerii monoxidului de azot [3.15].

➊ *Principiul metodei*

Principial, tehnica reducerii non-catalitice selective constă în injectarea unui agent reducător, în fluxul de gaze de ardere, din acest punct de vedere fiind similară tehnicii reducerii catalitice selective. Pe de altă parte, însă, inexistența catalizatorului implică un aport suplimentar de energie, sub formă de energie termică, pentru a compensa energia de activare a acestuia şi, implicit, pentru a asigura o cinetică cores-

punzătoare a reacţiilor de reducere. Astfel, agentul reducător este injectat într-o zonă a cazanului în care temperatura fluxului de gaze este cuprinsă, cu aproximaţie, între limitele 850 ÷ 1150 ^oC [3.9, 3.10, 3.11, 3.15, 3.29, 3.49, 3.68].

Agentul reducător, utilizat în cazul tehnicii **SNCR**, poate fi amoniacul (NH_3) - ca şi în cazul unităţilor **SCR**, ureea ($CO(NH_2)_2$), sărurile de cianură, biuretul, metilamina şi etildiamina. Cel mai frecvent se utilizează NH_3 şi $CO(NH_2)_2$, ceilalţi agenţi reducători fiind utilizaţi, actualmente, doar în teste comparative, sub forma unor amestecuri reducătoare complexe.

Atunci când în sistem se utilizează NH_3, tehnica poartă denumirea "DeNO$_x$ termic", iar când agentul reducător este $CO(NH_2)_2$, tehnica se numeşte "NO$_x$OUT™" [3.4, 3.15, 3.29]. Dacă iniţial a fost dezvoltată mai ales tehnica injectării apei amoniacale (NH_4OH), utilizarea ureei devine din ce în ce mai răspândită, în special datorită unor avantaje legate de nocivitatea mai redusă a acesteia, de manevrabilitatea şi transportul mai facile.

Atunci când durata de rezidenţă a agentului reducător, în zona în care gazele au temperatura optimă de desfăşurare a reacţiei de reduce, este suficient de mare şi se realizează un amestec intim între agentul injectat şi gaz, eficienţa procedeului **SNCR** poate atinge valori cuprinse între 70 ÷ 80 %, în condiţiile în care pierderea tehnologică de NH_3 atinge un nivel de 10 ÷ 50 ppm [3.10, 3.15, 3.29], indiferent dacă agentul reducător este NH_4OH sau $CO(NH_2)_2$.

Creşterea gradului de reţinere a emisiei de NO, la valori mai mari de 80 %, este posibilă, cel puţin teoretic, însă implică creşterea pierderii tehnologice de NH_3, la un nivel inacceptabil de mare.

Ca şi în cazul unităţilor **SCR**, reacţiile chimice pot fi clasificate în reacţii de bază, utile, şi reacţii secundare, nedorite, care pot afecta, mult, performanţele sistemului.

Reacţiile de bază sunt reacţii de reducere, exoterme, care nu evoluează în prezenţa unui catalizator (relaţiile 3.11 şi 3.12), ci la temperaturi ridicate:



$$4NO + 4NH_3 + O_2 \rightarrow 4N_2 + 6H_2O + caldura \uparrow , \tag{3.22}$$



$$4NO + 2CO(NH_2)_2 + O_2 \rightarrow 4N_2 + 2CO_2 + 4H_2O + caldura \uparrow , \tag{3.23}$$

prima reacţie corespunzând situaţiei în care agentul reducător este amoniacul, iar cea de-a doua, situaţiei în care agentul reducător este ureea.

Spre deosebire de sistemele **SCR**, sistemele **SNCR** reduc doar emisia de NO din gazele de ardere, fără a afecta cantitatea de NO_2. Aşa cum s-a arătat în § 3.1, ponderea principală, în totalul emisiilor de NO_x a cazanelor energetice, o deţine emisia de NO. Cel puţin la ieşirea din focar (în zona optimă de temperaturi a reacţiilor specifice sistemelor **SNCR**), cantitatea de NO reprezintă 95 % din total NO_x, restul de 5 % reprezentând emisia de NO_2. În aceste condiţii, nu pare a fi o deficienţă, majoră, faptul că NO_2 nu intră în reacţiile de reducere, totuşi, acesta este unul dintre motivele pentru care capacitatea sistemelor **SNCR**, de a reduce cantitatea globală de NO_x, este inferioară aceleia a sistemelor **SCR**.

Cu excepția reacției de conversie a SO_2 în SO_3 (relația 3.14), datorată prezenței catalizatorului, reacțiile secundare, specifice reactoarele catalitice, evoluează şi în sistemele **SNCR**. Rezultă, astfel, anumite cantități de sulfați de amoniu, care precipită pe elementele mai reci ale instalației, colmatând preîncălzitoarele de aer şi sistemele de filtrare a particulelor.

Tot în categoria reacțiilor secundare, intră şi reacțiile dintre NH_3, eliberat sub formă de pierdere tehnologică, cu gazele acide. O astfel de reacție este şi reacția cu acidul clorhidric, ce conduce la formarea clorurii de amoniu, în acele zone ale instalației în care temperatura gazelor de ardere este cuprinsă între 88 şi 120 °C,



$$NH_3 + HCl \rightarrow NH_4Cl \,. \qquad (3.24)$$

La o aceeaşi concentrație a oxizilor de sulf, în gazele de ardere, cantitatea de sulfați de amoniu, rezultată în sistemele **SNCR**, pare să fie mai mică decât aceea din unitățile **SCR**, datorită ponderii mici a SO_3, în cantitatea totală de oxizi de sulf, în zona din cazan în care au loc reacțiile procesului de denitrurare. În realitate, însă, pierderea tehnologică de NH_3 fiind semnificativ mai mare, se formează o cantitate mai mare de săruri de amoniu, astfel încât probabilitatea colmatării echipamentelor reci este mai mare, în cazul sistemelor **SNCR**. În aceste condiții, este necesară curățarea, mai frecventă, a preîncălzitoarelor de aer, crescând consumul de energie pentru curățarea efectuată în timpul funcționării instalației şi timpul alocat curățării, prin scoaterea din funcțiune a acesteia. În acelaşi timp, sistemele **SNCR** se caracterizează prin pierderi tehnologice de NH_3, variabile în limite foarte largi şi independente de timpul scurs de la darea în funcțiune a instalației. În aceste condiții, este dificil de întocmit un plan de mentenanță predictivă a echipamentelor din aval de sistemul **SNCR**.

Pe lângă formarea sărurilor de amoniu, în sistemele **SNCR** se desfăşoară şi alte reacții secundare, precum [3.15]:



$$4NH_3 + 3O_2 \rightarrow 2N_2 + 6H_2O \quad \rightarrow \text{descompunerea termică } NH_3, \qquad (3.25)$$



$$4NH_3 + 5O_2 \rightarrow 4NO + 6H_2O \quad \rightarrow \text{oxidarea } NH_3 \text{ la NO}, \qquad (3.26)$$



$$4NH_3 + 7O_2 \rightarrow 2NO_2 + 6H_2O \quad \rightarrow \text{oxidarea } NH_3 \text{ la } NO_2, \qquad (3.27)$$



$$2NH_3 + 2O_2 \rightarrow N_2O + 3H_2O \quad \rightarrow \text{formarea protoxidului de azot}. \qquad (3.28)$$

Toate reacțiile secundare conduc la un consum suplimentar de NH_3, fiind necesară, astfel, injectarea unei cantități suplimentare de agent reducător, pentru un acelaşi grad de conversie a NO. În plus, formarea unei cantități importante de N_2O prezintă riscul accentuării efectului de seră.

❷ *Parametrii care influențează eficiența sistemelor* ***SNCR***

Performanțele sistemelor **SNCR** sunt strict dependente de o serie de parametri, ce țin atât de generatorul de abur, cât şi de elementele constructive ale sistemului propriu-zis. Astfel, parametri precum tipul combustibilului, puterea cazanului, caracteristicile

transferului de căldură, calitatea combustiei pot reduce eficiența instalației, cu până la 50 ÷ 60 %, mai ales în cazul cazanelor mai mari de 150 MW, în care se arde cărbune pulverizat [3.15].

Chiar dacă parametrii ce influențează eficiența sistemelor **SNCR** sunt, în mare măsură, interdependenți, experiența de exploatare a permis identificarea principalilor parametri, şi anume [3.9, 3.15, 3.49]:

- ✓ temperatura,
- ✓ cantitatea de agent reducător injectată,
- ✓ concentrația de CO
- ✓ excesul de O_2 în gazele de ardere,
- ✓ viteza gazelor, în aval de zona de injectare a agentului reducător.

Pentru gama uzuală de puteri ale cazanelor de abur, parametrii care au cea mai mare influență asupra eficienței reducerii emisiei de NO_x sunt temperatura şi raportul molar NH_3/NO_x. În ordinea descrescătoare a importanței, urmează: concentrația inițială de NO_x, concentrația de CO şi de O_2 în focar.

Distribuția vitezelor influențează atât omogenitatea amestecului agent reducător - gaze de ardere, cât şi durata de rezidență a agentului reducător, la temperatura optimă desfăşurării reacției de bază.

Sensibilitatea deosebită a reacțiilor, specifice sistemelor **SNCR**, la temperatură este evidențiată de curbele din figura 3.44, trasate pentru concentrația inițială de NO_x = 950 g/MWh, concentrația de CO = 100 ppm, de O_2 = 4,5 % şi pentru un timp de rezidență de 0,3 s [3.49]. Poate fi, astfel, observată existența unui domeniu de temperaturi optime, pentru care eficiența reducerii este mai mare de 90 %, atunci când, aşa cum era de aşteptat, fracția molară NH_3/NO_x este supraunitară.

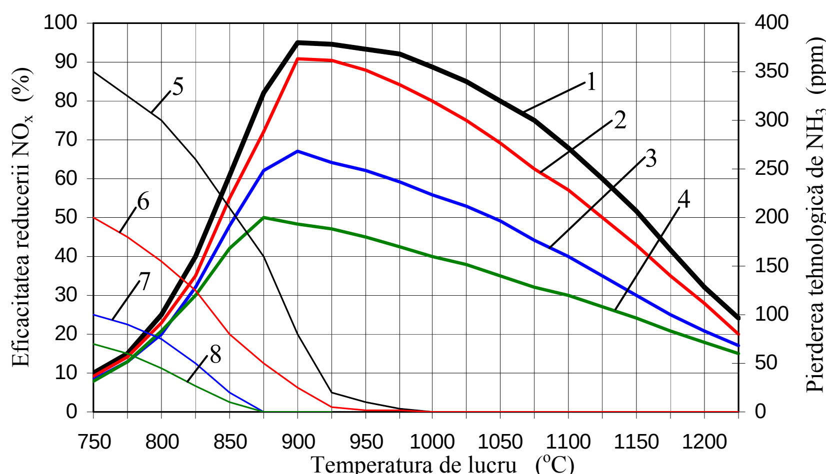


Fig. 3.44. Dependența gradului de reducere a NO_x (curbele 1 ÷ 4) şi a pierderii tehnologice de NH_3 (curbele 5 ÷ 8) de temperatură, pentru diferite valori ale raportului molar NH_3/NO_x:
1 şi 5 - NH_3/NO_x = 2,0; 2 şi 6 - NH_3/NO_x = 1,2; 3 şi 7 - NH_3/NO_x = 0,7; 4 şi 8 - NH_3/NO_x = 0,5.

Reducerea eficienței sistemelor **SNCR**, la temperaturi mai mici decât cele din domeniul optim, se explică prin lipsa energiei de activare, necesare obținerii unei cinetici corespunzătoare a reacțiilor de reducere (3.22 sau 3.23).

La temperaturi care depăşesc domeniul optim, reducerea eficienței poate fi explicată prin creşterea ponderii reacțiilor secundare, de descompunere termică a agentului reducător şi de oxidare a acestuia (reacțiile 3.25 ÷ 3.28).

La temperaturi mai mici decât limita inferioară a domeniului optim de funcționare a sistemului **SNCR**, dar în condițiile unui raportul molar NH_3/NO_x supraunitar (specific funcționării normale a sistemului), eficiența reducerii poluantului este puțin afectată de valoarea raportului molar NH_3/NO_x. Influența acestuia este importantă la valori mai mari ale temperaturilor de lucru, zonă în care operează, de fapt, majoritatea sistemelor **SNCR**. De asemenea, raportul molar NH_3/NO_x nu modifică poziția domeniului optim de temperaturi, reducerea acestuia determinând doar micşorarea domeniului optim, pentru o valoare minimă, impusă, a gradului de reducere a emisiei.

Aşa cum se poate observa din figura 3.44 (curbele 5 ÷ 8), pierderea tehnologică de NH_3 poate deveni semnificativă, dacă agentul reducător este injectat într-o zonă în care gazele au temperatură redusă. Emisia de NH_3 este cu atât mai mare cu cât raportul molar NH_3/NO_x este, de asemenea, mai mare. În domeniul optim al temperaturilor de lucru, pierderea tehnologică de NH_3 este redusă, deoarece agentul reducător este consumat, în mare măsură, în reacțiile de reducere. La valori mai mari ale temperaturii, pierderea tehnologică de NH_3 devine neglijabilă, fenomen ce poate fi explicat prin creşterea ponderii reacțiilor secundare de descompunere termică şi de oxidare a agentului reducător.

Raportul molar NH_3/NO_x şi, implicit, cantitatea injectată de agent reducător nu trebuie să depăşească 2 ÷ 3 unități relative, atât datorită creşterii, apreciabile, a pierderii tehnologice de NH_3, cât şi datorită faptului că nu se mai înregistrează o creştere, semnificativă, a gradului de reținere a emisiei poluante. Acest ultim aspect este evidențiat de dependența tipică a emisiei de NO_x de raportul molar NH_3/NO_x, redată în figura 3.45.

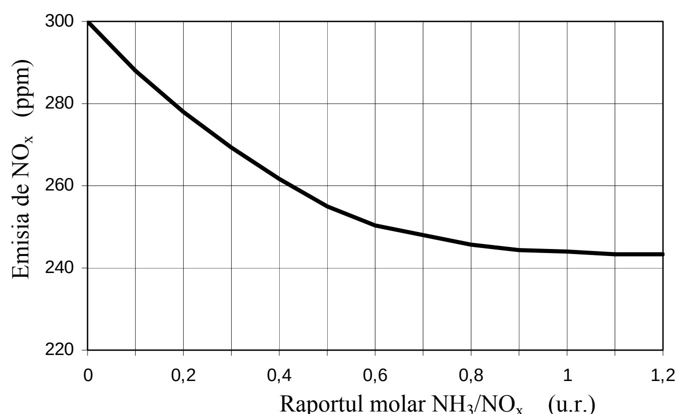


Fig. 3.45. Dependența emisiei de NO_x de cantitatea injectată de agent reducător

Concentraţiile de CO şi de O_2, din gazele de ardere, precum şi durata de rezidenţă, la temperatura optimă, au o influenţă redusă asupra performanţelor sistemelor **SNCR**, mai ales în zona temperaturilor ridicate, specifice funcţionării normale [3.11, 3.15, 3.49]. Concentraţia monoxidului de carbon poate determina o uşoară deplasare a domeniului de temperaturi optime [3.9], iar absenţa O_2 reduce mult eficienţa epurării [3.29]. Excesul de O_2, în gazele de ardere (O_2 > 5 %), determină o uşoară reducere a eficienţei denitrurării [3.29].

Aşa cum se poate observa din figura 3.46 [3.9], duratele mari de rezidenţă pot deplasa domeniul de temperaturi optime către valori ceva mai mici, însă, pentru durate de rezidenţă mai mari de 0,4 s şi la temperaturile uzuale sistemelor **SNCR**, nu se înregistrează o creştere, semnificativă, a eficienţei controlului emisiei poluante.

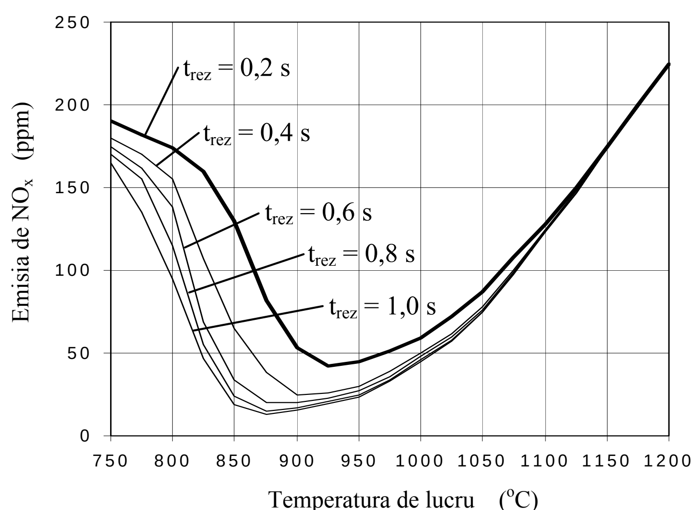


Fig. 3.46. Dependenţa emisiei de NO_x de temperatură şi de durata de rezidenţă la temperatura optimă

Durata necesară de rezidenţă, la temperatura optimă, este, practic, independentă de cantitatea de agent reducător [3.49], iar valoarea uzuală a acesteia este de ordinul a 0,2 ÷ 0,3 secunde [3.15, 3.49].

Concentraţia iniţială a poluantului influenţează, semnificativ, gradul de reducere a emisiei, numai la temperaturi mai mari decât limita inferioară a domeniului optim, aşa cum se poate observa din figura 3.47 [3.49]. Astfel, la un raport molar NH_3/NO_x constant, reducerea concentraţiei iniţiale de NO_x, de la 2000 g/MWh la 650 g/MWh, determină o reducere a eficienţei procentuale a sistemului, cu până la 30 %. Această reducere se înregistrează numai dacă agentul este injectat într-o zonă în care temperatura gazelor este apropiată de limita superioară a domeniului de funcţionare. În acelaşi timp, concentraţia iniţială de NO_x nu afectează valoarea maximă a eficienţei epurării.

Pe lângă parametrii menţionaţi anterior, poate prezenta o oarecare importanţă re-

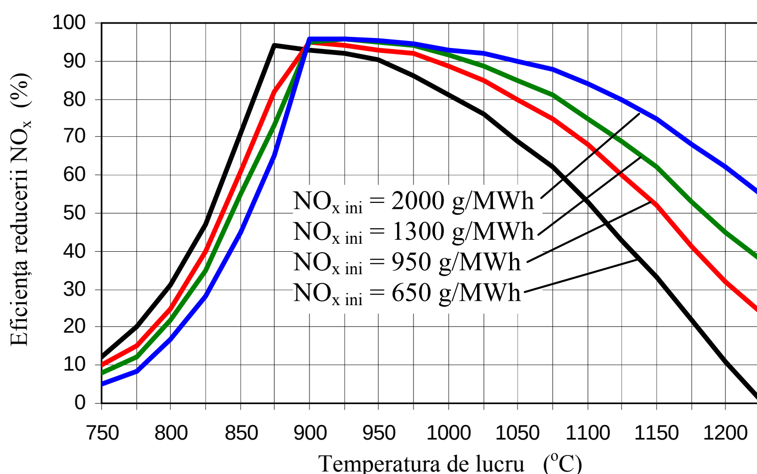


Fig. 3.47. Dependența eficienței de temperatură şi de concentrația inițială a poluantului.

partiția temperaturii, în focarul cazanului, pe direcție axială, şi variația acesteia în timp. Spre deosebire de influența manifestată de valoarea absolută a temperaturii, asupra eficienței reducerii NO_x (figura 3.44), repartiția axială a temperaturii nu are o influență, semnificativă, la temperaturi ridicate, ci doar la temperaturi relativ reduse. Acest tip de manifestare poate fi explicat prin viteza foarte mare de evoluție a reacțiilor de reducere, la temperatură ridicată, astfel încât reducerea NO_x are loc în imediata vecinătate a punctelor de injectare a agentului reducător.

Reacțiile de reducere având o cinetică mai rapidă chiar decât cea teoretică, procesul de reducere a NO_x nu mai este controlat chimic, ci fizic, eficiența depoluării depinzând de dinamica gazului şi a debitului de agent reducător [3.49], care, la rândul lor, determină valoarea duratei de rezidență a agentului reducător.

În condiții normale de funcționare a cazanului şi a sistemului **SNCR**, repartiția temperaturii nu are o influență semnificativă asupra eficienței depoluării, însă poate afecta eficiența sistemului, în condițiile în care cazanul funcționează la sarcină redusă sau atunci când agentul reducător este injectat în partea superioară a focarului.

Dependența specifică a eficienței depoluării de temperatură (figura 3.44), arată că nu pot fi obținute valori ridicate ale eficienței, decât pentru un domeniu restrâns de temperaturi. În condițiile în care regimul de funcționare al cazanului implică modificarea temperaturilor, funcție de sarcina acestuia, acest tip de dependență nu permite funcționarea continuă a sistemelor **SNCR**, la eficiența lor maximă. În plus, pierderea tehnologică de NH_3 poate depăşi, frecvent, limitele acceptabile.

Soluția tehnică, prin care se elimină acest dezavantaj major, este aceea de injectare a unui aditiv, simultan cu agentul reducător. Astfel, în cazul în care agentul reducător este amoniacul, se injectează un anumit debit de hidrogen molecular (H_2). În acest fel, domeniul temperaturilor optime poate fi deplasat, din vecinătatea valorii de 900 °C, către 700 °C [3.6, 3.15], aşa cum se poate observa din figura 3.48. Chiar dacă

domeniul temperaturilor optime se micşorează, simultan cu translarea sa, injectarea aditivului face ca şi curba corespunzătoare a pierderii tehnologice de NH_3 să fie translată, către temperaturi mai mici.

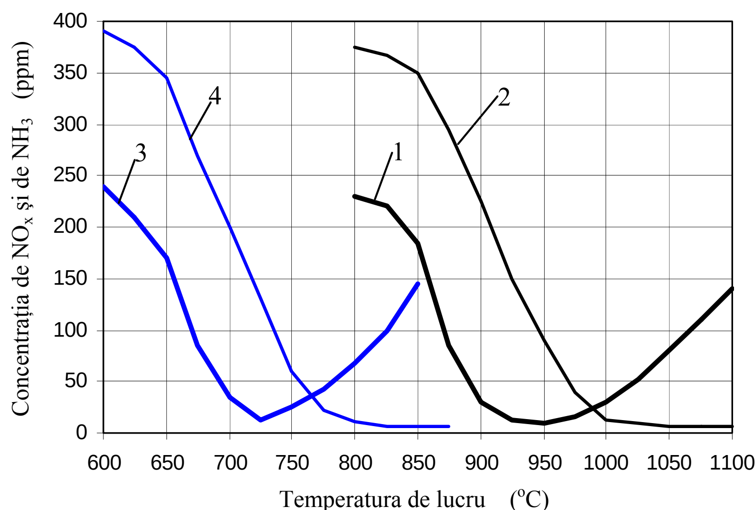


Fig. 3.48. Dependenţa emisiei de NO_x şi a pierderii tehnologice de NH_3 de temperatură şi de existenţa unui aditiv: 1 - emisia de NO_x, fără injectare de H_2; 2 - pierderea de NH_3, fără injectare de H_2; 3 - emisia de NO_x, cu injectare de H_2; 4 - pierderea de NH_3, cu injectare de H_2.

❸ *Elemente constructive*

Aşa cum s-a arătat anterior, domeniul optim de temperaturi de lucru ale sistemelor **SNCR** este cuprins între 900 ÷ 1150 ^oC, injectarea unui aditiv permiţând translarea limitei inferioare a domeniului, către 700 ^oC.

În mod obişnuit, temperatura gazelor din focarele cazanelor energetice este cuprinsă între 1350 ÷1650 ^oC. În aceste condiţii, domeniul de temperaturi optime funcţionării sistemelor **SNCR** se regăseşte la partea superioară a focarului sau în primul canal orizontal de gaze, în zona supraîncălzitorului de abur [3.15].

În cazul cazanelor având puteri mai mari de 100 ÷ 200 MW, este dificil de obţinut o distribuţie corespunzătoare a agentului reducător şi unui timp de rezidenţă adecvat, datorită secţiunii transversale mari a focarelor acestor cazane. În aceste condiţii, trebuie să se acorde o atenţie deosebită proiectării injectoarelor de agent reducător. Aceste injectoare pot fi de două tipuri [3.15, 3.72]:

- ✓ injectoare fixe, dispuse în pereţii focarului;
- ✓ lancii de injectare mobile, răcite cu abur.

Injectoarele fixe nu au o eficienţă suficient de bună, pentru focarele de mari dimensiuni, motiv pentru care sunt utilizate lanciile de injecţie sau combinaţii de injectoare fixe şi lancii mobile. Indiferent de tipul constructiv, injectoarele sunt prevăzute cu

orificii, a căror dimensiuni, formă şi amplasare determină configuraţia jeturilor şi adâncimea de penetrare a acestora, în fluxul de gaze de ardere.

Fineţea şi uniformitatea pulverizării, precum şi distribuţia picăturilor de agent reducător influenţează, semnificativ, eficienţa epurării, astfel încât geometria injectoarelor reprezintă un factor important, în obţinerea unei depoluări corespunzătoare.

Fineţea pulverizării depinde de foarte mulţi factori, precum [3.29]:

- ✓ proprietăţi fizice ale lichidului: vâscozitate, tensiune superficială, densitate;
- ✓ proprietăţi fizice ale gazelor de ardere: densitate, temperatură, presiune;
- ✓ parametri constructivi: tipul pulverizatorului, diametrul şi numărul orificiilor;
- ✓ parametri funcţionali: presiunea lichidului pulverizat, viteza relativă dintre jetul de lichid şi fluxul de gaze de ardere, turbulenţa internă a jetului de lichid.

Distribuţia uniformă a agentului reducător în gazele de ardere depinde de:

- ✓ unghiul conului ajutajelor de pulverizare;
- ✓ direcţia jeturilor de agent reducător, în raport cu direcţia predominantă de mişcare a gazelor de ardere (unghiul de atac);
- ✓ capacitatea de penetraţie a jeturilor de lichid.

Dacă la toţi aceşti parametri se adaugă şi aspectele, de loc de neglijat, ale răcirii injectoarelor, de către agentul reducător şi de către aburul de răcire, precum şi cele legate de deplasarea lanciilor de pulverizare, rezultă complexitatea, deosebită, a proiectării şi realizării injectoarelor. De multe ori, acestea se realizează prin încercări experimentale repetate [3.29].

Reprezentarea schematică a unei lancii de injectare a soluţiei de uree este dată în figura 3.49 [3.29].

Obţinerea unui timp de rezidenţă corespunzător a agentului reducător implică, pe lângă o foarte corectă proiectare şi realizare a injectoarelor, şi dispunerea corectă a acestora, în cazan. Dispunerea optimă a injectoarelor implică cunoaşterea distribuţiei temperaturilor, în toate regimurile de funcţionare ale cazanului. Deoarece însăşi injectarea agentului reducător modifică repartiţia temperaturilor din cazan, în mod obişnuit, injectoarele sunt dispuse pe trei sau patru niveluri [3.15]. În acest fel, pot fi corelate debitele de agent reducător, de pe fiecare nivel de injectare, şi temperaturile. Oricum, modificări ale injectoarelor sau chiar instalarea unor injectoare adiţionale pot fi necesare, după prima punere în funcţiune a sistemului **SNCR** [3.15].

Injectarea pe mai multe niveluri implică utilizarea de pulverizatoare de diferite tipuri constructive, atât în ceea ce priveşte modul de funcţionare, cât şi geometria ajutajelor de pulverizare. Astfel, pe nivelurile inferioare pot fi instalate lancii mobile, ce sunt retrase în regimurile de sarcină redusă, iar, dacă instalaţia are putere mai mică de 100 MW, pe nivelurile superioare pot fi instalate injectoare fixe [3.72].

Injectarea agentului reducător, la nivelul camerei de ardere, implică o pulverizare relativ grosieră (diametrul particulelor de ordinul a 500 μm), în vederea asigurării unui amestec intim şi a unei adâncimi suficiente de penetrare, în fluxul de gaz, a jetului de agent reducător. Dacă agentul reducător este injectat simultan cu aerul pentru definiti-

varea arderii sau cu gazele de ardere recirculate, particulele de agent reducător trebuie să aibă un diametru mult mai mic (4 ÷ 10 μm) [3.29].

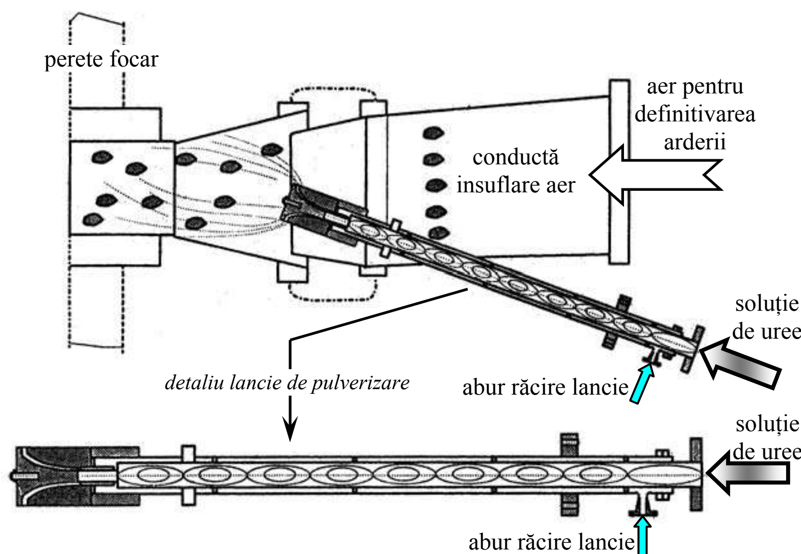


Fig. 3.49. Schema amplasării lanciei de pulverizare în canalul de insuflare a aerului necesar arderii

În cazul în care agentul reducător utilizat este NH_3 anhidru sau apa amoniacală, mediul de transport, a agentului reducător, este aerul sau aburul. La cazanele echipate cu instalaţii pentru reducerea intracombustie a emisiei de NO_x, se poate folosi, ca agent transportor, fie aerul pentru definitivarea arderii, fie gazele de ardere recirculate [3.29].

Raportul debitelor volumice NH_3/agent transportor trebuie ales în aşa fel încât temperatura lanciei de injectare să fie mai mică de 500 ^oC, în orice regim de funcţionare a cazanului.

În cazul în care agentul reducător este ureea, agentul transportor este apa, în cazan injectându-se o soluţie de uree, având concentraţia de 40 ÷ 70 % [3.29]. Gradul de diluţie trebuie astfel ales încât să se asigure răcirea corespunzătoare a lanciei şi, în acelaşi timp, să nu fie înrăutăţite condiţiile de ardere şi, deci, randamentul cazanului.

Utilizarea NH_3 impune aceleaşi restricţii, referitoare la siguranţa transportului şi stocării acestuia, ca şi în cazul sistemelor **SCR** (§ 3.2.2.1.❸). De asemenea, este necesară vaporizarea agentului reducător, înaintea injectării acestuia în cazan. Utilizarea ureei, nu implică condiţii speciale de stocare, iar injectarea sa, în cazan, nu necesită o vaporizare prealabilă, fiind suficientă presurizarea soluţiei. Există şi unele sisteme, mai complexe, care transformă, catalitic, soluţia de uree, în apă amoniacală, înaintea injectării acesteia, în fluxul de gaze de ardere [3.15].

Principalele componente ale unui sistem **SNCR**, cu uree, sunt reprezentate în figura 3.50 [3.72].

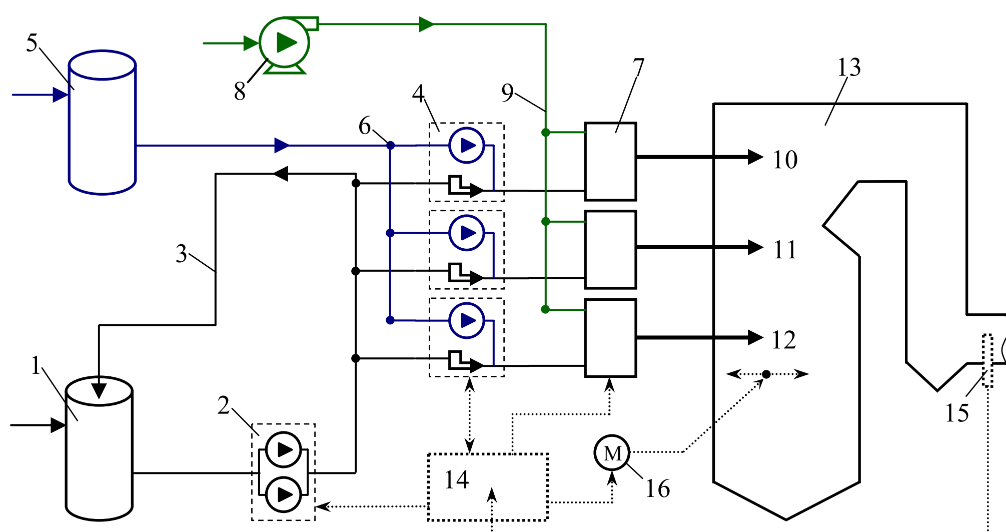


Fig. 3.50. Schema de principiu a unui sistem SNCR cu injecţie de uree:
1 - rezervor stocare uree; 2 - modul pompare agent reducător; 3 - bucă recirculare uree; 4 - module de dozare a soluţiei şi de măsurare a debitului; 5 - rezervor apă; 6 - rampă de distribuţie apă; 7 - module de distribuţie; 8 - compresor; 9 - rampă distribuţie aer comprimat; 10 - pulverizatorul zonei 3; 11 - pulverizatorul zonei 2; 12 - lancia de pulverizare a zonei 1; 13 - cazan energetic; 14 - modul automatizare; 15 - traducoare concentraţie NO_x; 16 - acţionarea sistemului de poziţionare a lanciei în focar.

Agentul reducător, sub forma unei soluţii de 50 ÷ 70 % uree, este preluat, de la rampa de descărcare şi stocat în rezervorul 1. La această concentraţie, agentul reducător trebuie menţinut la o temperatură mai mare de 15,5 ^oC, pentru a evita formarea cristalelor solide de uree. În acest scop, rezervorul de stocare a soluţiei de uree este izolat termic şi încălzit, de obicei prin intermediul unei reţele externe de rezistoare electrice. Aceste rezistoare nu sunt dimensionate să asigure energia necesară încălzirii agentului reducător, până la temperatura sa de lucru. Cea mai mare parte din căldura necesară este furnizată de un încălzitor, integrat în modulul de vehiculare a agentului reducător.

Modulul de vehiculare este format din modulul de pompare (2) şi bucla de recirculare (3). Funcţia principală a modulului de vehiculare este aceea de a alimenta modulele de dozare a soluţiei de agent reducător şi de măsurare a debitului (4). În acelaşi timp, bucla de recirculare (3) are rolul de a preveni stagnarea curgerii agentului reducător şi de a menţine soluţia, aflată în rezervorul de stocare (1), într-o stare cât mai omogenă.

La nivelul modulelor de dozare şi de măsurare (4), soluţia de uree este diluată cu apă, preluată din rezervorul de stocare (5), prin intermediul rampei de distribuţie (6). Presiunea soluţiei de agent reducător, la ieşirea din modulele de dozare şi măsurare a

debitului, este de ordinul a 7 ÷ 10 atm [3.29, 3.72]. Modulele de dozare şi măsurare pot avea o rampă de distribuţie comună, caz în care unul dintre module este menţinut în rezervă caldă.

Unele soluţii constructive de sisteme **SNCR**, au prevăzute rezervoare de calmare, pe circuitul de uree, înaintea amestecării acesteia cu apă, la nivelul modulelor de dozare şi măsurare a debitelor [3.29].

La ieşirea din modulele de dozare şi măsurare, soluţia este dirijată către modulele de distribuţie (7). Tot la nivelul acestor module, este dirijat şi un flux de aer comprimat, provenit de la compresorul 8 şi repartizat prin intermediul rampei de distribuţie (9). Modulele de distribuţie au rolul de a regla debitele de soluţie diluată şi de aer comprimat, ce urmează a fi introduse în cazan, de către fiecare injector. La punerea în funcţiune, debitele de soluţie şi de aer, precum şi presiunea acestora, sunt reglate manual [3.15, 3.72].

Aerul comprimat are rolul de a atomiza jetul de soluţie de uree, pentru a obţine un cât mai bun amestec soluţie-gaze de ardere, şi de a răci injectoarele. Dacă injectoarele sun răcite cu abur, acesta poate prelua şi rolul de atomizare a soluţiei, caz în care circuitul de aer nu mai este necesar. Pre-amestecarea picăturilor fine de agent reducător cu aerul, cald, pentru definitivarea arderii sau cu gazele de ardere recirculate este garanţia unei forate bune omogenizări a agentului reducător cu gazele de ardere, în zona de evoluţie a reacţiilor de reducere.

Fluxurile de soluţie de uree şi de aer comprimat sunt dirijate către injectoare, în fiecare zonă de injectare existând mai multe astfel de dispozitive de pulverizare. Injectoarele din zona trei (10) şi doi (11) sunt destinate funcţionării în acele regimuri în care sarcina cazanului este cuprinsă între 50 ÷ 100 %, din sarcina nominală. Injectoarele din zona unu (12) sunt destinate funcţionării la sarcină redusă şi trebuie să fie retractabile, de tipul lanciilor de injectare. La sarcini mari, lanciile zonei unu (12) sunt complet retrase din focar, pentru a le proteja de consecinţele expunerii la temperaturile ridicate, mărindu-le, astfel, durata de exploatare.

Deoarece este dificil de realizat traductoare care să monitorizeze pierderile tehnologice mici de NH_3 (2 ÷ 10 ppm), automatizarea sistemelor **SNCR** este realizată pe baza măsurării continue a concentraţiei de NO_x din gazele de ardere, prin intermediul traductoarelor 15. În condiţiile în care nu poate fi măsurată, cu acurateţe, pierderea tehnologică de NH_3, este dificil de realizat o reglare, precisă, a injectării agentului reducător [3.15].

Acordarea sistemului SNCR, la condiţiile de funcţionare ale cazanului energetic, se realizează în două trepte.

Reglarea primară constă în stabilirea, aproximativă, a poziţiei lanciilor şi a debitelor injectate, funcţie de sarcina cazanului. Bucla de reacţie este una de tip pozitiv (*feed forward*), mărimile ce intră în analiză fiind debitele de combustibil şi de abur.

Reglarea fină, realizată prin intermediul modulului de automatizare 14, constă în ajustarea poziţiei lanciilor de injectare, a debitelor de agent reducător şi de aer şi a con-

centrației soluției de uree, funcție de concentrația de NO din gazele de ardere. Această bucla de reacție este una de tip negativ (*feedback*).

În cazul cazanelor de mare putere, echipate cu injectoare mobile, pe toate nivelurile, există acționări electromecanice (16) sau electrohidraulice, la nivelul fiecărei zone de injectare a agentului reducător.

❹ *Exemple de tehnologii* ***SNCR***

Pe plan mondial, există mai mulți producători de sisteme **SNCR**. Câteva exemple de producători de sisteme **SNCR** cu injecție de amoniac, fără a fi făcută vreo ierarhizare a acestora, sunt: Babcock & Wilcox Company - Deutsche Babcock, Götaverken Miljō, Exxon Research and Engineering Company, LAB, Procedair, LGI, Von Roll. Societatea germană Nalco Fuel Tech GmbH, din Essen, deține licența mondială a procedeului **SNCR** cu injecție de uree ($NO_xOUT^®$ SNCR). Fuel Tech, Inc., Batavia - Illinois, a obținut rezultate semnificative în dezvoltarea sistemului $NO_xOUT^®$ SNCR şi în utilizarea combinată a sistemelor **SNCR** şi **SCR** (NO_xOUT $CASCADE^®$ SCR). Rezultate importante, în domeniul sistemelor **SNCR** cu uree, au fost obținute şi de către companiile Research-Cotrell şi Electric Power Research Institute, ultima fiind deținătoarea licenței pentru sistemul **RRI** (Rich Reagent Injection).

Procedeul **EXXON-MHTT**, cu injecție de NH_3, este realizat de către Exxon Research and Engineering Company. Această tehnică poartă şi denumirea de "*reducere termică*", fiind o alternativă a sistemului SCR, atunci când este necesară tratarea gazelor cu conținut ridicat de pulberi.

Agentul reducător este introdus, în cazan, în amestec cu abur, prin intermediul unor fascicule de tuburi, într-o zonă în care temperatura gazelor de ardere este mai mare de 900 ^oC. Adaptarea sistemului la regimul de funcționare al cazanului se realizează prin adaos de H_2.

Eficiența procedeului este de maximum 80 %, însă, practic, nu poate fi redusă emisia, sub 150 mg/Nm^3, în condițiile în care nu trebuie să se regăsească un exces major de NH_3, în gazele de ardere evacuate la coş.

Pentru a menține, permanent, un grad de epurare de 60 ÷ 70 %, cantitatea de agent reducător trebuie să fie suficient de mare încât să asigure un raport molar $NH_3/NO = 2,5$, iar cantitatea de hidrogen molecular să ajungă la un raport molar H_2/NH_3 foarte apropiat de 2.

Procedeul **Von Roll**, utilizează, ca agent reducător, apa amoniacală (NH_4OH). Agentul reducător este injectat, prin intermediul aburului, într-o zonă a focarului în care temperatura este cuprinsă între 850 ÷ 1000 ^oC. Aşa cum este de aşteptat, obținerea unei eficiențe ridicate, implică injectarea în exces a agentului reducător.

Originalitatea procedeului constă în maniera de recuperare a pierderii tehnologice de NH_3 (figura 3.51). Astfel, după reacția de reducere a NO, amoniacul excedentar se regăseşte în efluenții lichizi, rezultați din instalația de tratare umedă a gazelor de ardere. Într-o primă coloană de tratare a efluenților lichizi, se separă soluția de amoniac de

sărurile amoniului. Urmează neutralizarea acestor efluenţi, prin adaosul unei soluţii bazice (lapte de var), şi, în final, separarea amoniacului, prin injectare de abur, la nivel unor coloane de stripare. După condensarea vaporilor, apa amoniacală, astfel obţinută, reintră în circuitul de agentului reducător.

Pe lângă controlul emisiei de $NO_{x,}$, această tehnologie asigură o reducere importantă a emisiei de dioxine, fără a necesita un spaţiu mare de instalare. Recuperarea, practic în totalitate, a pierderii tehnologice de NH_3, le permite instalaţiilor Von Roll să funcţioneze cu exces semnificativ de agent reducător, astfel încât eficienţe a denitrurării poate atinge un nivel de ordinul a 90 %, similar sistemelor **SCR**. Acestea sunt principalele motive pentru care tehnica Von Roll este foarte frecvent utilizată în instalaţiile de tratare şi recuperare a deşeurilor.

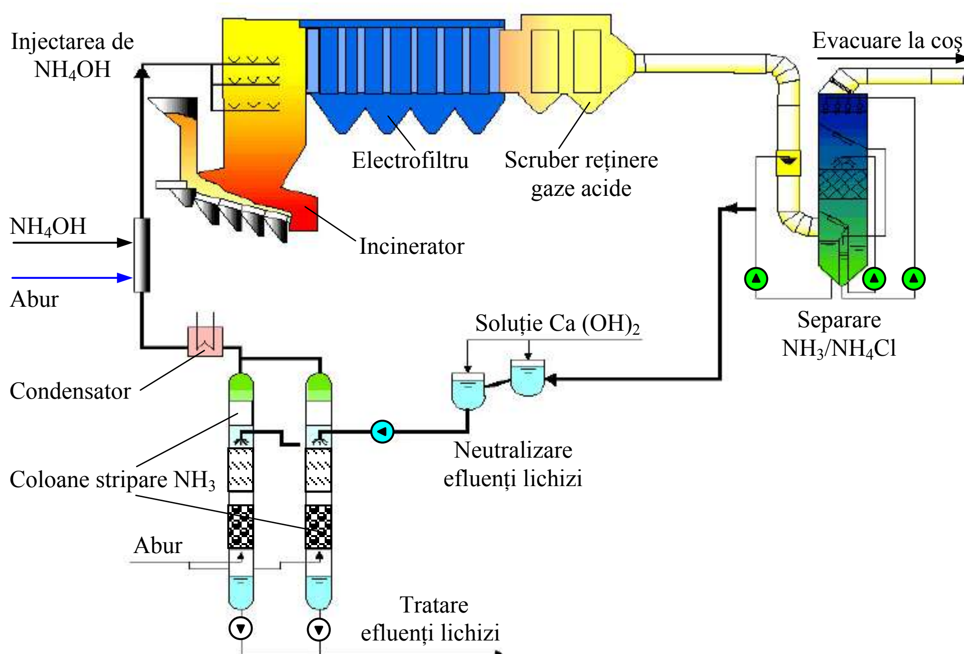


Fig. 3.51. Schema de principiu a tehnologiei **Von Roll SNCR**, cu recuperarea amoniacului

Instalaţiile Von Roll **SNCR** pot atinge grade de reţinere a NO_x, de până la 50 %, în condiţiile funcţionării fără exces de NH_3, caz în care nu mai este necesară schema de recuperare a pierderii tehnologice de NH_3. Această soluţie este interesantă în cazul modernizării unor instalaţii aflate în exploatare, in condiţiile în care comportă cheltuieli de investiţie şi spaţii ocupate minime.

Procedeul **NO_x OUT® SNCR**, realizat de Fuel Tech, Inc., utilizează, ca agent reducător, soluţia de uree. În mod uzual, instalaţiile de acest funcţionează cu grade de reducere a emisiei de ordinul a 40 ÷ 60 %, fără emisii periculoase în atmosferă şi fără a

genera subproduse solide.

Sistemul implică un foarte bun control al injectării soluției de uree, în acel domeniu de temperaturi la care eficiența reducerii NO_x este maximă, activitatea chimică a ureei fiind cea optimă, într-un domeniu de temperaturi cuprins între 900 ^oC şi 1150 ^oC.

Injectarea soluției de uree, foarte bine controlată, funcție de sarcina cazanului, şi realizată pe mai multe niveluri, poate cuprinde, practic, un domeniu mai larg de temperaturi ale gazelor: 870 ÷ 1370 ^oC.

Parametrii care influențează eficiența maximă a acestui procedeu sunt:

- ✓ concentrația inițială de NO_x,
- ✓ repartiția temperaturii gazelor în focar,
- ✓ distribuția vitezelor de curgere a gazelor,
- ✓ concentrațiile oxizilor de sulf şi monoxidului de carbon în gazele de ardere,
- ✓ geometria internă a focarului.

Procedeul $NO_xOUT^{®}$ **SNCR** poate fi aplicat tuturor instalațiile energetice în care se ard combustibili fosili, indiferent de starea agregare a acestora, boilerelor ce funcționează cu biomasă, incineratoarelor de deşeuri, furnalelor din industria siderurgică şi cuptoarelor din industria materialelor de construcție.

Unul dintre avantajele majore ale procedeului $NO_xOUT^{®}$ SNCR este flexibilitatea şi adaptabilitatea sa la funcționarea în combinație cu alte procedee de reducere a emisiei de NO_x. Un exemplu concludent, în acest sens, este procedeul NO_xOUT CASCADE®, realizat, de asemenea, de către Fuel Tech, şi care poate atinge o eficiență de 80 %, în condițiile utilizării a două stadii de denitrurare. Astfel, într-o primă etapă, se injectează soluție de uree în focar, similar procedeului $NO_xOUT^{®}$, însă controlul injectării este astfel realizat încât să nu reacționeze, în secțiunea focarului, întreaga cantitate de uree. Ureea aflată în exces se transformă în NH_3, care va fi utilizat, ca agent reducător, într-o mică unitate SCR, situată în zona de temperaturi reduse, a cazanului.

Acest mod de hibridizare asigură un control mai bun al emisiei de NO_x şi o reducere drastică a pierderii tehnologice de NH_3, crescând, semnificativ, eficiența chimică a agentului reducător. În mod obişnuit, procedeul nu necesită un reactor catalitic special, straturile catalitice putând fi instalate chiar în canalele de gaze existente, cu modificări minime ale acestora şi fără a fi necesară modificarea exhaustoarelor [3.9].

Procedeu **RRI** (Rich Reagent Injection), elaborat de Electric Power Research Institute (EPRI), este un procedeu foarte nou, în anul 2002 fiind încă în stadiul de testare pe o instalație industrială.

Principial, această tehnică constă în injectarea ureei, într-o zonă a focarului în care amestecul carburant este bogat în combustibil. Condițiile reducătoare, existente la partea inferioară a focarului, fac ca această zonă să fie ideală pentru reducerea NO_x. Evident, injectarea de uree, în zona principală de combustie, face necesară utilizarea aerului secundar superior, pentru definitivarea arderii. Se combină, astfel, efectele favorabile ale tehnicii primare a aerului secundar superior (**OFA** § 3.2.1.2.) cu acelea ale

tehnicii **SNCR**.

Spre deosebire de procedeul **SNCR** cu uree, unde agentul reducător este injectat într-o zonă a focarului săracă în combustibil, la temperaturi cuprinse între 900 ÷ 1150 ^oC, procedeul **RRI** se caracterizează prin injectarea ureei la temperaturi semnificativ mai mari, cuprinse între 1300 şi 1700 ^oC (figura 3.52), ceea ce conduce, practic, la inexistenţa unei pierderi tehnologice de NH_3.

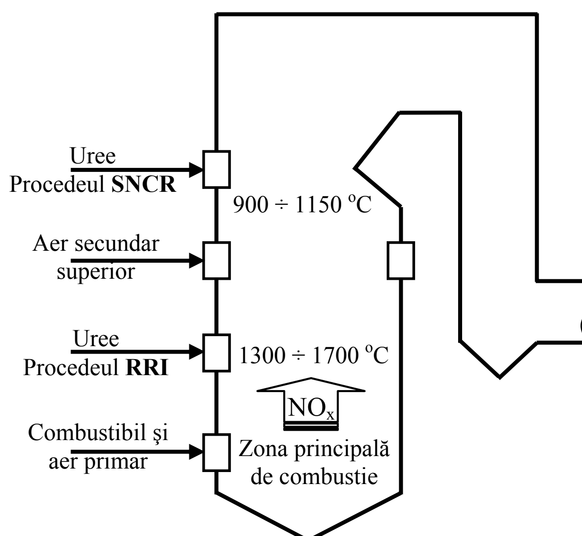


Fig. 3.52. Schema de principiu a unui cazan echipat cu tehnicile **RRI** şi **SNCR**, cu injectare de uree

Eficienţa acestei tehnici este de 40 %, în condiţiile unui consum mai mare de uree decât al tehnicii **SNCR**, însă se adaptează foarte bine la utilizarea hibridă cu tehnicile NO_xOUT® sau NO_xOUT CASCADE®, atingând eficienţa globală de 80 ÷90 %.

Pe lângă această flexibilitate, tehnica **RRI** se caracterizează prin simplitatea instalării şi prin costurile de investiţie reduse.

Într-o primă etapă, tehnică **RRI** va fi comercial disponibilă pentru cazane de tip ciclon, dezvoltările ulterioare urmărind adaptarea la mai multe tipuri de cazane, ce funcţionează cu cărbune pulverizat [3.65].

❺ *Impactul sistemelor **SNCR** asupra cazanelor energetice*

Chiar dacă gradul de reducere a emisiilor de NO_x, specific instalaţiilor **SNCR**, este mai mic decât al sistemelor **SCR**, cheltuielile mici de investiţie şi de exploatare le fac din ce în ce mai competitive. Astfel, cheltuielile de investiţie şi de exploatare ale instalaţiilor NO_xOUT, de ordinul a 5 ÷ 20 $/kW [3.9], sunt de până la şase ori mai mici decât cele ale sistemelor **SCR** [3.29]. Domeniul relativ larg al costurilor specifice ale instalaţiilor **SNCR** se datorează, în principal, diferenţelor dintre costurile transportului şi stocării agentului reducător. Astfel, costurile aferente utilizării apei amoniacale sunt

de două ori mai mari decât cele ale utilizării amoniacului anhidru, iar cele ale utilizării ureei sunt de trei ori mai mari [3.15].

Pe lângă avantajele economice, instalațiile **SNCR** sunt avantajoase şi prin simplitatea lor, prin dimensiunile relativ reduse, prin aplicabilitatea în cazul depoluării acelor gaze care pot contamina rapid catalizatorii, prin flexibilitatea în funcționare şi prin adaptabilitatea lor la funcționarea simultană cu alte tehnici, primare sau secundare, de reducere a emisiilor de NO_x.

Dezavantaje precum grad de denitrurare mai redus, pierderi tehnologice de NH_3 mai mari, emisie mai mare de N_2O şi de CO sunt, pe deplin, compensate de avantajele instalațiilor **SNCR**.

Prezența, în fluxul tehnologic al generatoarelor de abur, a unei instalații **SNCR**, la fel ca şi aceea a unui sistem **SCR**, are un anumit impact asupra tuturor componentelor instalației de ardere, de la cazan şi până la electrofiltru.

Majoritatea cazanelor aflate în exploatare au dimensiuni prea mici, în zona convectivă a canalelor de gaze, pentru o instalare, optimă, a unui sistem **SNCR**. Dacă se instalează un asemenea sistem, fără a fi făcute modificări, capacitatea de denitrurare scade, iar pierderile tehnologice de NH_3 pot creşte excesiv de mult. În aceste condiții, instalarea unui sistem **SNCR** este relativ dificilă, în cazul retrofitului cazanelor, fiind mult mai comodă atunci când, din proiectare, se prevăd spațiile necesare instalării injectoarelor, în zona temperaturilor optime denitrurării.

Ca şi în cazul sistemelor **SCR**, funcționarea instalației **SNCR** conduce la formarea sulfatului şi a bisulfatului de amoniu (relațiile 3.15 şi 3.16), în cantitate cu atât mai mare cu cât concentrația de SO_3, din gazele de ardere, este mai mare. Bisulfatul de amoniu precipită, pe suprafața preîncălzitoarelor de aer, determinând colmatarea acestuia, înrăutățirea transferului de căldură şi creşterea căderilor de presiune.

Aglomerările, formate pe parte caldă a preîncălzitoarelor de aer, pot fi eliminate chiar de fluxul de gaze de ardere, nefiind, astfel, periculoase. Depozitele, formate pe partea rece a preîncălzitoarelor de aer, şi, mai ales, cele dintre plăcile schimbătorului de căldură, nu pot fi eliminate, prin simpla insuflare de aer cald sau de abur, în timpul funcționării cazanului. Din acest motiv, este necesară spălarea, cu apă, a suprafețelor, operațiune ce se poate efectua numai cu scoaterea din funcțiune a cazanului [3.6, 3.15].

Un avantaj al sistemelor **SNCR**, în raport cu sistemele **SCR**, este acela că nu determină formarea unei cantități suplimentare de SO_3, prin oxidarea SO_2. Totuşi, în cazul arderii combustibililor cu conținut ridicat de sulf, când 1 ÷ 3 % din cantitatea de SO_2 este oxidată la SO_3, chiar în focar, cantitatea de săruri de amoniu poate fi importantă, datorită pierderii tehnologice mai mari de NH_3. În plus, spre deosebire de sistemele **SCR**, în cazul sistemelor **SNCR**, pierderea tehnologică de NH_3 nu este variabilă în timp, astfel încât depozitele de săruri ale amoniului se pot forma chiar de la darea în funcțiune a instalației. În consecință, instalarea unui sistem **SNCR** impune acordarea unei atenții deosebite decolmatării preîncălzitoarelor de aer.

În funcționarea normală a sistemelor **SNCR**, căderea de presiune este de ordinul a 2,5 mbar, în condițiile în care sistemele **SCR** se caracterizează prin pierderi de pre-

siune de ordinul a 7 ÷ 12 mbar. Totuşi, datorită riscului ridicat de depunere a bisulfatului de amoniu, circuitul de gaze se proiectează pentru pierderi de presiune de 7 ÷ 15 mbar [3.15].

Funcţionarea normală a sistemelor **SNCR**, ca şi a celor de tip **SCR**, nu influenţează negativ funcţionarea electrofiltrelor. Dimpotrivă, în cazul în care concentraţia SO_3 este redusă, când pierderea tehnologică de NH_3 nu conduce la formarea de săruri ale amoniului, prezenţa amoniacului poate îmbunătăţi gradul de colectare al electrofiltrului [3.15].

Chiar dacă prezenţa sărurilor de amoniu nu determină o anumită penalitate asupra gradului de colectare al electrofiltrelor, datorită fineţii particulelor, atunci când cantitatea de săruri depăşeşte o anumită limită, poate deveni necesară instalarea unor sisteme filtrante capabile să reţine particule foarte fine, aşa cum sunt filtrele cu saci, filtrele Venturi, de înaltă eficienţă, sau electrofiltrele umede (§ 4.3.) [3.6].

Pe lângă faptul că formează săruri ale amoniului, pierderea tehnologică de NH_3, rezultat al funcţionării sistemelor **SNCR** şi **SCR**, poate condensa pe cenuşa zburătoare, reţinută de electrofiltre, se poate regăsi în produsele de reacţie lichide ale sistemelor de desulfurare umedă sau poate fi evacuată la coşul de fum. Toate acestea au un impact negativ, asupra bilanţului ecologic al centralei şi asupra posibilităţilor de recuperare sau comercializare ale unor deşeuri. Astfel, la valori ridicate ale pH-ului (la concentraţii mai mari de 100 ppm), este eliberat, spontan, amoniacul, adsorbit de cenuşa zburătoare, aceasta nemaiputând fi utilizată în industria materialelor de construcţii [3.15].

Toate aspectele, prezentate anterior, arată că existenţa amoniacului, în gazele de ardere, generează o serie întreagă de inconveniente, astfel încât, dacă pierderea de NH_3 depăşeşte 10 mg /Nm^3, este necesară adoptarea unor măsuri de control a acestei emisii poluante. O posibilitate de tratare este aceea utilizată în sistemele Von Roll şi constă în spălarea umedă a gazelor. Amoniacul, existent în gazele de ardere, trece în soluţia de spălare şi se regăseşte, sub formă de ioni de NH_4^+, în purja scruberului. Dacă concentraţia de NH_3 este de 10 mg /Nm^3, concentraţia ionilor de amoniu poate atinge câteva sute de mg/l, fapt ce impune tratare purjei [3.6]. Prin stripare cu abur, la presiunea de 2 atm, se recuperează NH_3, acesta putând fi reintrodus în sistem.

3.2.2.4. Absorbţia pe oxid de cupru

Această tehnologie de depoluare a gazelor este relativ nouă şi permite controlul simultan al emisiilor de NO_x şi SO_x, într-o singură unitate, astfel încât costurile de investiţie şi de exploatare sunt mai mici decât în cazul tehnicilor de control separate, mai ales atunci când sunt necesare grade înalte de reţinere, pentru fiecare poluant în parte.

Această tehnologie secundară este o tehnologie regenerativă, de tip uscat, care are o serie de avantaje, în raport cu tehnologiile secundare umede. Astfel, absorbţia pe oxid de cupru (CuO) nu generează deşeuri solide, fiind evitate problemele de ordin tehnic, economic şi, chiar, social, legate de necesitatea stocării deşeurilor. Mai mult, tehnologia poate transforma dioxidul de sulf concentrat, captat din gazele tratate, în pro-

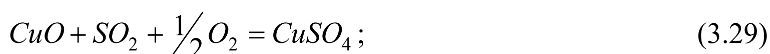
duse chimice foarte valoroase, aşa cum sunt acidul sulfuric, sulful elementar şi sulfatul de amoniu. Nu este de neglijat faptul că şi gazul SO_2, concentrat, este bine vandabil. Comercializarea acestor produse compensează, parţial, costurile de exploatare ale instalaţiei, cu atât mai mult cu cât tehnologia este foarte flexibilă, putând furniza cel mai căutat produs de pe piaţa locală, din categoria celor menţionate.

Pe lângă aceste aspecte, cu implicaţii mai ales de ordin economic, este de remarcat gradul înalt de control a emisiilor. Astfel, tehnologia absorbţiei pe CuO poate reţine mai mult de 95 % din emisia de SO_2, peste 90 % din emisia de NO_x şi 50 % din emisia de particule aeropurtate [3.13].

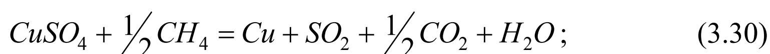
Principial, controlul poluanţilor gazoşi evoluează astfel [3.13]: CuO reacţionează cu SO_2, în gazele de ardere, preluate dintr-o zonă în care temperatura acestora este cuprinsă între 340 ÷ 400 ^oC. Se obţine sulfat de cupru ($CuSO_4$), care poate fi redus, la Cu, prin reacţie cu metanul (CH_4) sau cu alte gaze reducătoare. Se eliberează, astfel, în manieră controlată, SO_2 concentrat, ce poate fi utilizat în alte procese chimice.

Prin expunerea absorbantului regenerat la fluxul de gaze de ardere, au loc reacţii chimice de oxidare a cuprului elementar, CuO, astfel obţinut, intrând, din nou, în reacţie cu SO_2.

Principalele reacţii chimice sunt exprimate prin relaţiile:



$$CuO + SO_2 + \tfrac{1}{2}O_2 = CuSO_4\,; \qquad (3.29)$$



$$CuSO_4 + \tfrac{1}{2}CH_4 = Cu + SO_2 + \tfrac{1}{2}CO_2 + H_2O\,; \qquad (3.30)$$



$$Cu + \tfrac{1}{2}O_2 = CuO\,. \qquad (3.31)$$

Până în acest stadiu, este reţinută doar emisia de SO_2. Caracteristica interesantă a tehnologiei este, însă, aceea că pot fi reduse şi emisiile de NO_x, prin transformarea oxizilor de azot în azot molecular şi apă, agentul reducător fiind NH_3.

În domeniul de temperaturi la care funcţionează reactorul, reacţiile de reducere a NO_x nu pot evolua decât în prezenţa unui catalizator. În cazul acestei tehnici, rolul catalizatorului îl preia $CuSO_4$ şi, în mai mică măsură, CuO. Din acest punct de vedere, reducerea emisiei de NO_x este similară cu aceea din sistemele **SCR**, fapt care explică şi eficienţa ridicată a denitrurării (90 %). În concluzie, dacă se injectează NH_3, în fluxul de gaze de ardere, înainte ca acestea să intre în contact cu absorbantul, poate fi redusă atât emisia de NO_x, cât şi aceea de SO_2 [3.7, 3.13].

Reacţiile de reducere a NO_x sunt reacţii de forma (3.11) şi (3.12), care au loc şi în reactoarele catalitice clasice. În acelaşi timp, însă, pot avea loc şi reacţii mai eficiente, care implică un consum mai mic de agent reducător [3.13]:



$$6NO + 4NH_3 = 5N_2 + 6H_2O\,; \qquad (3.32)$$



$$6NO_2 + 8NH_3 = 7N_2 + 12H_2O\,. \qquad (3.33)$$

Schema de principiu a fluxului tehnologic de tratare simultană a emisiilor de SO_2

şi NO_x, prin absorbţie pe CuO, este redată în figura 3.53.

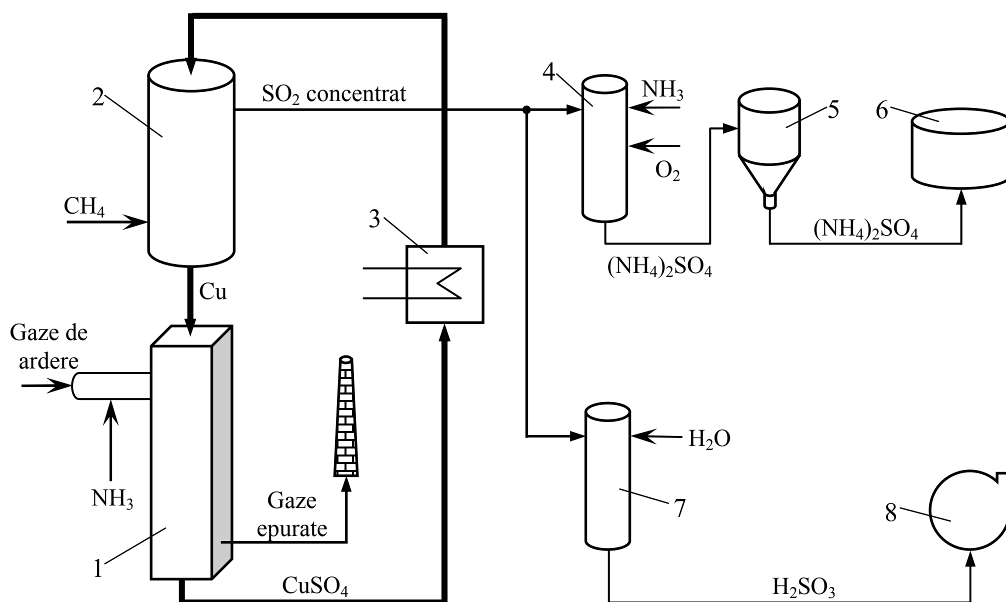


Fig. 3.53. Schema de principiu a unei instalaţii de tratare combinată a NO_x şi a SO_2 prin absorbţie pe CuO: 1 - coloană de reacţie cu pat mobil; 2 - reactor pentru regenerarea absorbantului; 3 - încălzitor; 4 - coloană absorbţie amoniac; 5 - cristalizator; 6 - recipient stocare fertilizatori; 7 - coloană absorbţie SO_2; 8 - recipient stocare soluţie acid sulfuros.

În schema de principiu a acestei tehnologii există trei fluxuri principale:

- ✓ de tratare a gazelor poluate,
- ✓ de regenerare a absorbantului şi
- ✓ de valorificare a SO_2 concentrat.

Gazele de ardere intră în coloana de reacţie cu pat mobil (1) în care SO_2 este reţinut, de către CuO (coloana având, astfel, rol de absorber), iar NO_x este redus, de către NH_3, în prezenţa catalizatorului $CuSO_4$ + CuO (coloana având şi rol de reactor catalitic). Gazele epurate pot fi evacuate, după recuperarea căldurii pe care o mai deţin, iar substanţa absorbantă, ce conţine o cantitate mare de $CuSO_4$, este dirijată către reactorul de regenerare (2).

În prezenţa metanului, $CuSO_4$ este redus, la Cu, iar SO_2 este dirijat, către fluxul de valorificare. Cuprul este reintrodus în coloana de reacţie principală, închizându-se, astfel, circuitul de desulfurare a gazelor de ardere.

Deoarece regenerarea cuprului este eficientă la temperaturi de peste 450 ^oC, este necesară încălzirea suplimentară (3) a absorbantului uzat, rezultat la ieşirea din coloana 1. Necesitatea încălzirii suplimentare este justificată de dependenţa specifică a eficien-

ței regenerării de temperatură și de durata de rezidență a absorbantului, în coloana de regenerare. Din figura 3.54 [3.13], se poate observa că o recuperare, de peste 80 %, se poate obține numai la temperaturi mai mari decât acelea la care se desfășoară reacțiile din coloana 1 și la durate de rezidență de ordinul a 2 ÷ 3 ore.

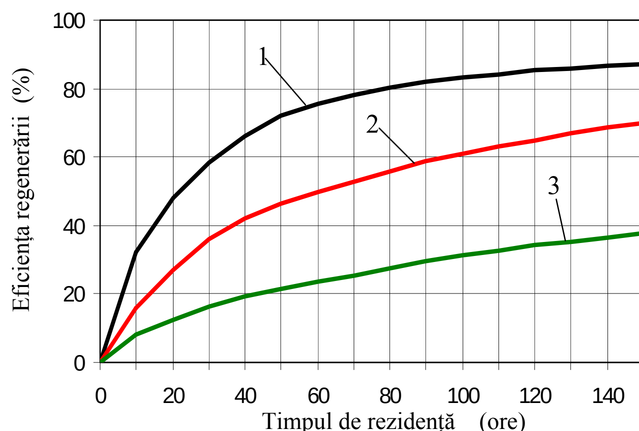


Fig. 3.54. Dependența eficienței regenerării absorbantului de timpul de rezidență și de temperatură: 1 - θ = 470 °C; 2 - θ = 435 °C; 3 - θ = 400 °C.

Chiar dacă, inițial, s-au utilizate coloane de reacție cu pat fix, actualmente se utilizează, practic în exclusivitate, coloane de reacție cu pat mobil, datorită unor avantaje de ordin constructiv și funcțional. Astfel, în reactoarele cu pat fix, absorbția și regenerarea se desfășurau alternativ, în aceeași coloana, fapt ce necesita utilizarea simultană a mai multor coloane și a unui sistem complex de conducte de racord și vane. Pe lângă dezavantajul costului mare al investiției, complexitatea reactoarelor cu pat fix face ca și uzura peliculei de CuO, prin frecare, să fie rapidă, deci și costul de exploatare mare.

În cazul utilizării reactoarelor cu pat mobil, atât eficiența depoluării, cât și exploatarea absorbantului sunt mai bune. În plus, în configurația cu reactor având pat mobil, absorberul și regeneratorul pot funcționa la temperatura optimă fiecărui proces în parte, regim dificil de realizat în cazul configurației cu pat fix. Datorită acestei particularități, poate fi crescută rata de recirculare a absorbantului și, implicit, raportul molar Cu/SO_2, gradul de desulfurare devenind mai mare [3.13].

Gradul de denitrurare este afectat în mai mică măsură, atâta timp cât catalizatorul este format atât din $CuSO_4$, cât și din CuO.

Absorbantul se prezintă sub forma unor sfere din alumină, având diametrul cuprins între 1,5 ÷ 6 mm, impregnate cu CuO. Masa cuprului reprezintă 6 ÷ 7 %, din masa unei astfel de sfere. Realizarea unor sfere de absorbant cu un conținut mai mare de cupru nu este avantajoasă, deoarece ancrasarea porilor limitează accesul SO_2 la substanța absorbantă, o parte din cantitatea de cupru rămânând, astfel, neutilizată [3.13]. În plus, o cantitate mai mare de Cu reduce rezistența mecanică a sferelor. Particulele, rezultate prin spargerea sferelor, pot colmata reactoarele sau pot obtura tubula-

tura instalaţiei, la fel ca şi cenuşa zburătoare.

Absorbantul, preparat în această manieră, are un cost specific de ordinul a 4 ÷ 6 $/kg. O posibilitate de reducere a costului absorbantului este aceea de impregnare a sferelor de alumină cu $CuSO_4$, prin simpla imersare a acestora în soluţie de $CuSO_4$. Dacă se utilizează un astfel de absorbant, prima operaţiune este aceea de activare a lui, în reactorul de regenerare.

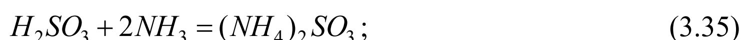
Chiar dacă această tehnică este nouă, cercetările sunt, deja, orientate în sensul obţinerii unor suporturi capabile de încărcări mai mari cu cupru, cu rezistenţă mecanică crescută, care să determine pierderi de presiune cât mai mici şi o cinetică rapidă a reacţiei de regenerare. Formulele de absorbant care ar permite regenerarea catalitică, necesitând, astfel, o temperatură mai mică de regenerare, ar îmbunătăţi bilanţul economic al tehnologiei [3.13].

Absorbantul poate fi vehiculat atât prin intermediul unor sisteme mecanice, cât şi pneumatic. Cea de-a doua soluţie este mai avantajoasă, deoarece erodarea sferelor, prin frecare cu elementele transportorului, este mai redusă. Datorită cantităţii mari de absorbant, utilizate într-o asemenea instalaţie, reducerea vitezei de erodare a sferelor absorbante este unul dintre aspectele de mare importanţă. Din acest motiv, chiar şi sistemele pneumatice de transport trebuie corect dimensionate şi testate, în vederea stabilirii vitezei optime a gazului transportor. O atenţie deosebită trebuie acordată evitării deteriorării sferelor, la nivelul valvelor circuitului pneumatic.

Fluxul de valorificare a SO_2, concentrat, poate avea diverse configuraţii, funcţie de produsele care se doreşte a fi obţinute. În figura 3.53 sunt date exemple de utilizare, în vederea obţinerii de fertilizatori şi de acid sulfuros. Astfel, în coloana de absorbţie a amoniacului (4) au loc următoarele reacţii:



$$SO_2 + H_2O = H_2SO_3\,; \qquad (3.34)$$



$$H_2SO_3 + 2NH_3 = (NH_4)_2SO_3\,; \qquad (3.35)$$



$$(NH_4)_2SO_3 + 1/2O_2 = (NH_4)_2SO_4\,. \qquad (3.36)$$

Gazul SO_2, în reacţie cu apa, se transformă în acid sulfuros, care, în reacţie cu NH_3, formează o soluţie de sulfit de amoniu. Oxidarea acestei soluţii conduce la formarea unei soluţii de sulfat de amoniu. Pentru a putea utiliza sulfatul de amoniu, ca fertilizator, este necesară trecerea soluţiei printr-un cristalizator (5), substanţa solidă, astfel obţinută, fiind stocată, temporar, în rezervorul 6.

Chiar dacă reacţia de reducere a NO_x, de către NH_3, se desfăşoară la un raport molar $NH_3/NO_x = 1$, eventualele pierderi de NH_3 intră în reacţii de forma (3.35), această tehnologie având, astfel, avantajul că nu poluează atmosfera cu NH_3.

În cazul în care se urmăreşte obţinerea acidului sulfuric, gazul concentrat este dirijat către un absorber (7), unde, în combinaţie cu apa, se obţine acid sulfuros (relaţia 3.34). Soluţia de H_2SO_3 este stocată (8), urmând a fi utilizată pentru obţinerea H_2SO_4.

3.2.2.5. Adsorbția pe carbon activ

Procedeul de absorbție pe carbon activ sau pe cocs, obținut din lignit, are o bună eficiență în reținerea unei game foarte largi de poluanți, de la gazele acide, la metalele grele. Cu toate acestea, acest procedeu este utilizat, în special, ca tehnică complementară tehnicilor clasice de epurare [3.6].

Principial, procedeul constă în legarea fizică a poluantului de către un reactiv (suport de adsorbție). Reactivul utilizat trebuie să aibă suprafață specifică cât mai mare, carbonul activ şi cocsul din lignit corespunzând, pe deplin, acestei cerințe.

Cocsul din lignit este mai interesant, pentru aplicațiile industriale, prețul său fiind de zece ori mai mic decât prețul carbonului activ. Chiar dacă capacitatea de adsorbție a cocsului din lignit este mai redusă, raportul eficiență/preț este în favoarea sa.

Cocsul se obține prin tratarea termică a lignitului, la o temperatură de aproximativ 950 ^oC, caracteristicile unui sortiment, comercializat ca adsorbant, fiind cele din tabelul 3.8. Prin încălzire, sunt eliminate materiile volatile şi se obțin granule higrofobe, poroase, cu un bun potențial de adsorbție.

Tabelul 3.8. Caracteristicile cocsului din lignit produs de Rheinbraun Brennstoff GmbH [3.6]

Granulometrie	< 1,25 mm	**Conținut de sulf**	0,5 % - unități masice
Conținut de apă	0,5 % - unități masice	**Putere calorifică inf.**	29,9 MJ/kg
Materii volatile	3,0 %	**Suprafața specifică**	300 m^2/g
Carbon fix	87,5 %	**Volumul porilor**	50 %

Un adsorbant, caracterizat printr-un risc de combustie spontană mult mai mic decât cel al adsorbanților clasici, poartă denumirea de SORBALIT® şi se obține prin amestecarea carbonului activ (sau a cocsului din lignit) cu $Ca(OH)_2$ [3.6].

Funcție de tipul poluantului, ce urmează a fi reținut, gazele pot fi puse în contact cu suportul de adsorbție, fie într-un reactor cu pat mobil, fie în sistemul de filtrare a particulelor unui focar cu pat fluidizat. Indiferent de tipul instalației, temperatura de lucru trebuie menținută între 100 şi 150 ^oC, pentru a depăşi temperatura punctului de rouă acidă şi pentru a nu atinge temperatura de autoaprindere a carbonului activ.

Aceste instalații sunt dispuse, în fluxul tehnologic, după un sistem de reținere a particulelor, pentru a evita ancrasarea adsorbantului, iar viteza de curgere a gazelor trebuie astfel aleasă încât să se evite fenomenul de antrenare a granulelor.

În cazul tratării gazelor de ardere, tehnica adsorbției pe carbon activ a fost utilizată, inițial, în scopul desulfurării acestora. Ulterior, carbonul activ a fost utilizat şi cu rol de catalizator, pentru reducerea emisiilor de NO_x, agentul reducător fiind amoniacul. În consecință, această tehnică asigură legarea fizică a gazelor acide (SO_2, SO_3, HCl, HF), a metalelor grele (Hg) şi reducerea catalitică selectivă a NO_x.

Spre deosebire de procedeele **SCR** şi **SNCR**, acestei tehnici nu îi este caracteristică existența unei pierderi tehnologice de NH_3, carbonul activ adsorbind, practic în to-

talitate, cantitatea de NH_3 nereacţionat.

La temperatura optimă pentru depoluare, cuprinsă între 120 şi 140 °C, amoniacul reacţionează, mai ales, cu oxizii de sulf. Pentru a evita un consum excesiv de NH_3, sistemul este divizat în două zone [3.7]:

- ✓ primă zonă asigură eliminarea reziduurilor de SO_x (gazul fiind desulfurat printr-o metodă clasică),
- ✓ a doua zonă asigură reducerea NO_x, astfel încât agentul reducător nu trebuie injectat decât în aval de prima zonă.

De exemplu, în cazul unei unităţi instalate la Düsseldorf şi care tratează un debit de 7000 Nm^3/h, gazul trece printr-un scruber, pentru desulfurare, după care trece prin şase etaje de cocs activ, în suspensie, şi apoi, printr-o serie de două etaje de carbon activ, în pat fix. Primele două etaje au rol de desulfurare, astfel încât injectarea NH_3 se face în cel de-al treilea etaj, participarea fiecărui etaj la procesul de epurare fiind dată în figura 3.55 [3.7].

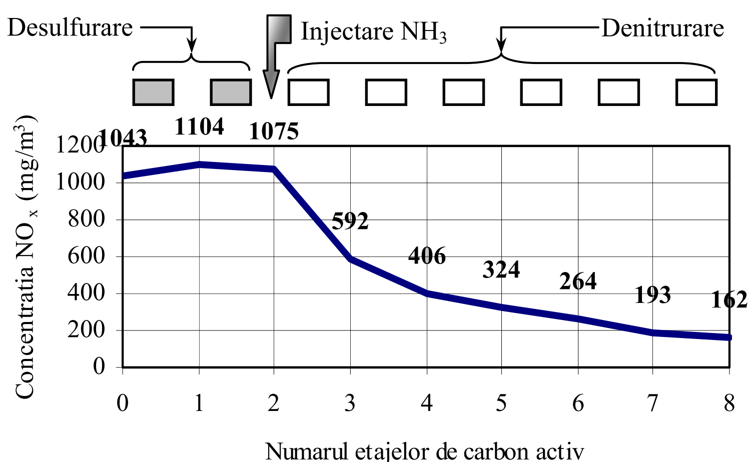


Fig. 3.55. Eficienţa straturilor de carbon activ în procesul de denitrurare a gazelor de ardere

După utilizare, adsorbantul, încărcat cu substanţele poluante, trebuie tratat sau regenerat. Adoptarea unei tehnici de tratare sau de regenerare depinde de caracteristicile poluanţilor adsorbiţi şi, implicit, de procesul tehnologic căruia îi este asociată instalaţia de adsorbţie. Astfel, în cazul incinerării deşeurilor menajere, este preferabilă distrugerea substanţelor organice, adsorbite, prin încălzire, la temperaturi înalte. În acest fel, carbonul activ poate fi utilizat ca şi combustibil, acolo unde reglementările de mediu permit acest lucru.

Regenerarea carbonului activ se realizează prin desorbţie controlată, la temperaturi de 200 ÷ 350 °C. Evident, regenerarea carbonului activ implică existenţa tehnologiilor de valorificare a poluantului reţinut, în stadiul actual, existând o serie de dificultăţi în recuperarea mercurului.

3.2.2.6. Reducerea prin intermediul fluxurilor de electroni accelerați

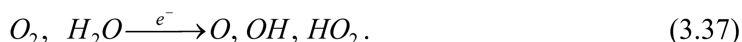
Tratarea gazelor de ardere, prin intermediul fluxurilor de electroni accelerați, este o metodă foarte eficientă, de reducere simultană a SO_2 şi a NO_x, din gazele de ardere. Pe lângă reducerea simultană a celor două categorii de poluanți, avantaje precum lipsa unui consum de catalizator, inexistența unor deşeuri lichide, costurile de investiție mici şi obținerea de fertilizatori, nu sunt de neglijat.

Costurile de exploatare sunt relativ mici, atunci când acceleratorul de electroni funcționează cu impulsuri de curent [3.60]. Atunci când acceleratoarele funcționează la tensiune continuă, consumul de energie poate atinge chiar 3 % din energia electrică produsă de centrala echipată cu astfel de instalații de depoluare [3.7].

Principial, această tehnică este o tehnică de tip uscat, ce are la bază procesele de creare a unor radicali liberi, ca efect al bombardării gazului cu fluxuri de electroni accelerați. Radicalii liberi, foarte activi din punct de vedere chimic, oxidează, suplimentar, oxizii de sulf şi de azot, existenți în gazele de ardere. Prin injectarea unei cantități de NH_3, se definitivează procesul de depoluare, obținându-se săruri ale amoniului, în stare solidă, utilizabile în procesele tehnologice de fabricare a fertilizatorilor.

Etapele procesului de depoluare sunt următoarele [3.7, 3.52, 3.60]:

- ✓ Filtrarea particulelor de cenuşă zburătoare din gazele de ardere.
- ✓ Generarea speciilor active; în urma ciocnirilor dintre electroni şi moleculele de SO_2, NO_x, CO_2 şi H_2O, sunt formați, în mod continuu, radicali liberi, precum O, OH, HO_2. O astfel de reacție este de forma



$$O_2,\ H_2O \xrightarrow{e^-} O, OH, HO_2. \qquad (3.37)$$

- ✓ Oxidarea SO_2 şi NO_x; aceşti poluanți sunt oxidați şi convertiți la acid sulfuric şi, respectiv, azotic, de către speciile active, obținute prin iradierea gazului, de către fluxul de electroni, în prezența vaporilor de apă, astfel



$$SO_2 \xrightarrow{O,\ OH,\ HO_2} H_2SO_4; \qquad (3.38)$$



$$NO_x \xrightarrow{O,\ OH,\ HO_2} HNO_3. \qquad (3.39)$$

- ✓ Injectarea de NH_3 şi neutralizarea acizilor; atât acidul sulfuric, cât şi acidul azotic intră în reacție cu amoniacul, formând săruri ale amoniului, conform reacțiilor:



$$HNO_3 + NH_3 \rightarrow NH_4NO_3; \qquad (3.40)$$



$$H_2SO_4 + 2NH_3 \rightarrow (NH_4)_2SO_4. \qquad (3.41)$$

Eficiența procedeului este de peste 90 %, în ceea ce priveşte reducerea SO_2, şi de 80 %, în ceea ce priveşte reducerea NO_x.

Dacă nu se injectează NH_3, se formează cele două tipuri de acizi, însă eficiența

reducerii emisiilor scade, dramatic, chiar până la 10 %, în condiţiile creşterii energiei fluxului de electroni.

Schema de principiu a procesului de tratare este dată în figura 3.56 [3.60].

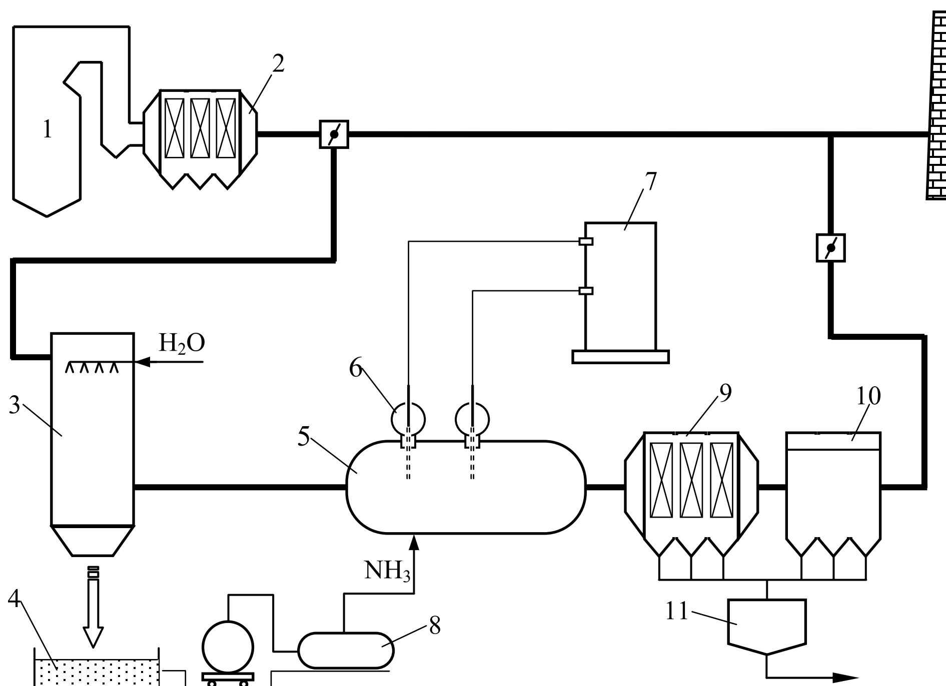


Fig. 3.56. Schema de principiu a unei instalaţii de depoluare a gazelor de ardere prin iradiere cu fluxuri de electroni acceleraţi: 1 - cazan de abur; 2 - electrofiltru cenuşă zburătoare; 3 - coloană de răcire; 4 - bazin colectare apă uzată; 5 - coloană de iradiere şi de reacţie; 6 - acceleratoare de electroni; 7 - instalaţie de alimentare cu impulsuri de înaltă tensiune; 8 - rezervor stocare NH_3; 9 - electrofiltru săruri de amoniu; 10 - sistem de filtrare cu saci; 11 - depozit fertilizatori.

Dacă instalaţia deserveşte un cazan în care se arde cărbune pulverizat (1), înaintea tratării, gazele trebuie desprăfuite, pentru a evita colmatarea coloanei principale de reacţie (5) şi neutralizarea parţială a acizilor, de către componentele bazice din cenuşa zburătoare. În acest scop, nu este necesară o investiţie suplimentară, electrofiltrul care echipează cazanul (2) având eficienţă suficient de bună.

Gazele sunt trecute printr-o coloană de spălare cu apă (3), în principal pentru a fi răcite. Spălarea, cu apă, asigură şi o oarecare reţinere a gazelor acide şi a particulelor fine, ce au trecut de electrofiltru. În continuare, gazele sunt dirijate către coloana principală de iradiere şi de reacţie (5), în care se desfăşoară toate reacţiile, specifice acestei tehnologii, de la formarea radicalilor liberi, până la obţinerea sărurilor de amoniu.

Acceleratoarele de electroni (6) sunt de tipul multi-electrod, formând fluxuri de electroni acceleraţi, a căror energie este de ordinul a 500 ÷ 700 keV şi a căror adâncime de penetrare, în coloana de reacţie, este de aproximativ 1000 mm [3.60].

Un asemenea nivel al energiei electronilor se poate obţine prin accelerare, într-o singură etapă, etape multiple fiind necesare doar atunci când aplicaţia industrială impune energii mai mari de 10 MeV (necesare în procese tehnologice precum pasteurizarea alimentelor, sterilizarea medicală) [3.52].

Durata de viaţă a catodului, care asigură emisia termoelectronică, este de peste 8000 ore, iar grosimea diafragmei de accelerare este de ordinul a 30 μm. Grosimi mai mari ale diafragmei determină pierderea, parţială, a energiei electronilor [3.60].

Tensiunea nominală a sursei de alimentare a acceleratoarelor (7) nu depăşeşte câteva zeci de kV şi puterea sa este relativ redusă, ea trebuind să furnizeze impulsuri de curent, având amplitudinea de 500 ÷ 1000 mA şi durata de 0,1 ÷ 10 μs. Frecvenţa de repetiţie a impulsurilor trebuie să fie variabilă, în domeniul 1 ÷ 50 kHz [3.60].

Amoniacul se injectează, sub formă de vapori, restricţiile impuse sistemelor de stocare şi de transport a NH_3 fiind aceleaşi ca şi în cazul tehnicii **SCR** (§ 3.2.2.1.❸).

Sărurile de amoniu se obţin sub forma unei pulberi foarte fine, care trebuie colectată din fluxul de gaze de ardere. Cantitatea relativ mare de particule în suspensie, asociată cu fineţea ridicată a particulelor, poate face necesară utilizarea un sistem de filtrare combinat, format dintr-un electrofiltru (9) şi un filtru cu saci (10).

Aşa cum este de aşteptat, creşterea dozei de iradiere determină creşterea eficienţei reţinerii emisiei de SO_2 şi de NO_x (figura 3.57,a), aceeaşi tendinţă observându-se şi la creşterea numărului stadiilor de iradiere (figura 3.57,b) [3.60].

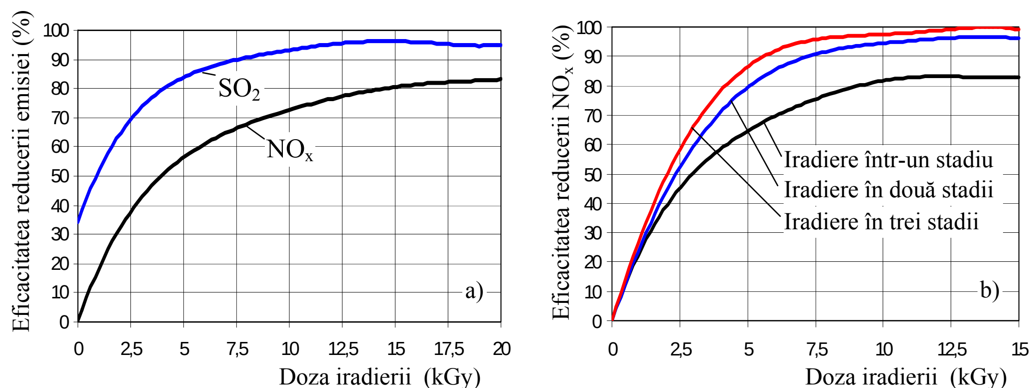


Fig. 3.57. Dependenţa eficienţei epurării gazelor de ardere de doza iradierii şi de numărul de stadii de iradiere

Aşa cum se poate observa din figura 3.57,a, eficienţa reducerii SO_2 este mai mare decât aceea a reducerii NO_x, iar creşterea dozei iradierii, peste un nivel de aproximativ 15 kGy, nu conduce la o creştere, semnificativă, a eficienţei epurării, determinând doar creşterea consumului de energie, pentru accelerarea suplimentară a electronilor. În [3.7], se arată că unele teste au condus la grade mai mari de denitrurare, decât de desul-

furare, pentru doze ale iradierii mai mari de 1 kGy.

Iradierea în două stadii determină o creştere importantă a eficienţei epurării gazelor de ardere, în timp ce creşterea, cu încă o treaptă, a numărului stadiilor de iradiere nu mai conduce la creştere, semnificativă, a gradului de reducere a emisiilor, atât în ceea ce priveşte emisia de NO_x, cât şi în ceea ce priveşte emisia de SO_2.

Introducerea fluxurilor de electroni acceleraţi pe ambele părţi ale reactorului determină creşterea gradului de reducere, atât a SO_2, cât şi a NO_x, cu 6 ÷ 8 %, indiferent de doza iradierii. Această observaţie este subliniată de forma curbelor trasate în figura 3.58,a [3.60].

Aşa cum se poate observa din figura 3.58,b [3.60], eficienţa reducerii emisiei de SO_2 este foarte sensibilă la temperatură. Creşterea temperaturii, peste pragul de 62 ÷ 64 °C, conducând la reducerea, semnificativă, a gradului de control a SO_2.

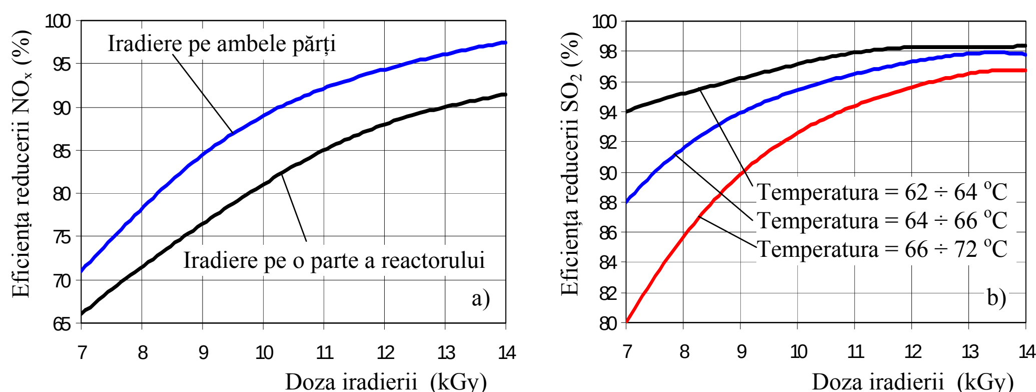


Fig. 3.58. Dependenţa eficienţei epurării gazelor de ardere de doza iradierii, de dispunerea acceleratoarelor de electroni (a) şi de temperatura gazelor (b)

Această tehnologie va fi dezvoltată, în special, pentru cazanele energetice în care se arde cărbune pulverizat şi a căror putere este cuprinsă între 100 ÷300 MW, datorită avantajelor importante, precum:

- ✓ reducerea simultană şi eficientă a două emisii poluante, periculoase,
- ✓ lipsa pierderilor tehnologice de NH_3,
- ✓ costuri cu până la 30 ÷ 40 % mai mici decât ale altor tehnologii,
- ✓ durată de exploatare relativ mari, de până la 7500 ore,
- ✓ obţinerea unor sub-produse de reacţie direct utilizabile, ca fertilizatori.

Dezavantajul consumului relativ ridicat de energie, 1 ÷ 2 % din energia produsă de centrala echipată cu această tehnică de depoluare, poate fi diminuat prin iradierea în două stadii şi pe ambele părţi ale reactorului, caz în care consumul de energie scade, cu până la 20 ÷ 30 % [3.60].

3.2.2.7. Procedee umede

Tehnicile de epurare, din această categorie, au fost dezvoltate, inițial, pentru reducerea emisiei de oxizi de sulf (SO_x), din gazele industriale, ulterior, fiind adaptate şi pentru controlul emisiilor de NO_x. Aceste procedee sunt foarte eficiente în reținerea componentelor acide din gaz şi a oxizilor de sulf, eficiența reținerii oxizilor de azot nedepăşind, însă, o valoare limită de aproximativ 80 %. Eficiența relativ redusă în controlul emisiei de NO_x, precum şi unele dezavantaje legate de necesitatea reîncălzirii gazelor de ardere şi de reținerea dificilă a aerosolilor au limitat utilizarea, acestui tip de instalații, pentru depoluarea gazelor de ardere ale instalațiilor energetice.

Procedeele umede de de-NO_x-are pot fi clasificate după tipul reacțiilor chimice implicate în proces (tabelul 3.3): oxidare - absorbție - reducere; oxidare - absorbție; absorbție - oxidare; absorbție - reducere. Cele mai utilizate sunt procedeele oxidare - absorbție şi absorbție - reducere.

➊ *Procedeul oxidare - absorbție*

Principial, această tehnică presupune reacții de oxidare, agentul oxidant fiind ozonul (O_3), urmate de reacții de absorbție, agentul absorbant fiind amoniacul. Din acest motiv, procedeul mai poartă şi denumirea de *procedeu ozon-amoniac*. Schema de principiu a unei instalații realizate în această tehnică este dată în figura 3.59 [3.7].

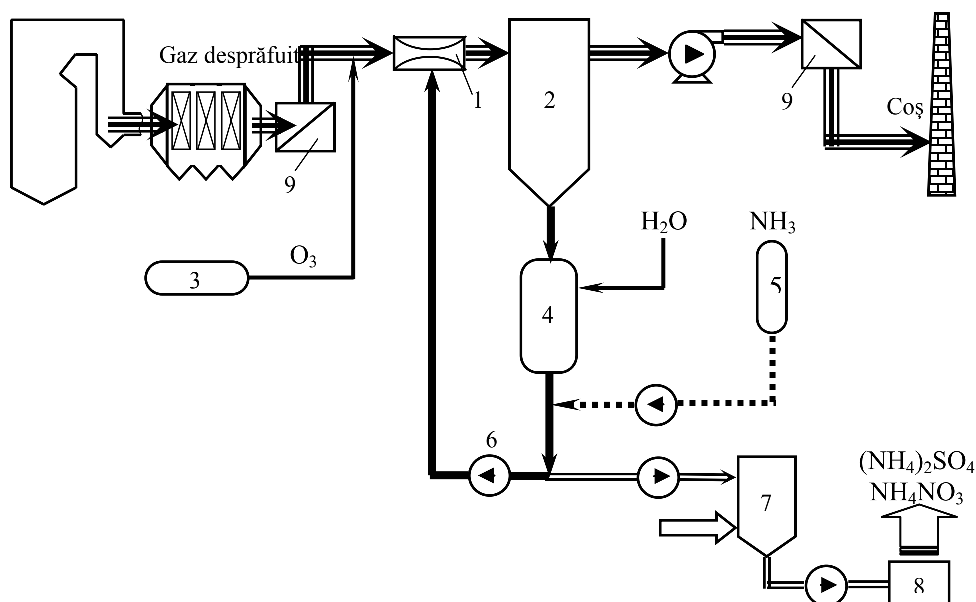


Fig. 3.59. Schema de principiu a unei instalații oxidare–absorbție (ozon-amoniac): 1 – tub Venturi; 2 – turn de spălare; 3 – generator de ozon; 4 – recipient de recirculare; 5 – rezervor de amoniac; 6 – pompe; 7 – recipient de oxidare; 8 – unitate pentru prepararea îngrăşămintelor chimice; 9 – schimbătoare de căldură.

Elementele componente ale instalaţiei formează cele trei circuite principale:

- ✓ circuitul de gaz,
- ✓ circuitul absorbantului,
- ✓ linia de prelucrare a sub-produselor de reacţie.

Gazele de ardere sunt desprăfuite, pentru a evita colmatarea rapidă a instalaţiei, după care sunt răcite, până la o temperatură de 80 ^oC, pentru a se evita descompunerea ozonului. În prezenţa ozonului, obţinut în generatorul de ozon (3), au loc reacţii de oxidare a componentelor gazului de tratat, după care, acesta este dirijat către tubul Venturi (1), obţinându-se, astfel, o foarte bună dispersie a gazului în soluţia absorbantă.

După tratarea în coloana de spălare (2), gazele epurate sunt dirijate către separatorul de picături al reactorului, reîncălzite până la 80 ÷ 90 ^oC, pentru a evita atingerea punctului de rouă acidă, şi evacuate la coşul de fum.

Soluţia absorbantă, rezultată din coloana de spălare, are un *pH* cuprins între 3 şi 4, datorită prezenţei acizilor: H_2SO_4, H_2SO_3, HNO_3 şi HNO_2. Pentru a evita corodarea elementelor instalaţiei şi pentru a obţine, în final, săruri de amoniu, se adaugă, la nivelul recipientului de recirculare (4), o soluţie de NH_3, având concentraţia de 25 %. Astfel, creşte *pH*-ul mediului absorbant, până la o valoare cuprinsă între 5 şi 6. Această soluţie este recirculată, la nivelul tubului Venturi, intrând în contact cu gazele de tratat. Recircularea continuă până când concentraţia sărurilor de amoniu este de aproximativ 250 g/l [3.7].

Soluţia concentrată de săruri de amoniu este tratată, în linia de prelucrare a subproduselor de reacţie. Prin insuflarea unui debit de aer, la nivelul recipientului de oxidare (7), sulfitul şi nitritul de amoniu se transformă în sulfat şi azotat de amoniu. Din soluţia concentrată, printr-un proces de răcire - cristalizare, se extrag sărurile de amoniu. Prin prelucrarea mecanică a acestora, se obţin granule, direct utilizabile, ca îngrăşăminte chimice.

Cenuşa zburătoare, recuperată în circuitul final, poate fi utilizată pentru înlocuirea aglomeratelor fine sau cu rol de aditiv (*filler*), la fabricarea betoanelor.

Acest procedeu, fiind un procedeu umed, are o eficienţă ridicată de reţinere a oxizilor de sulf (de peste 95 %), însă, gradul de reţinere a emisiei de oxizi de azot nu depăşeşte 80 %.

❷ *Procedeu de absorbţie-reducere*

Acest procedeu se regăseşte şi sub denumirea de *procedeul EDTA* (acid etilendiamină tetraacetic), dată de aditivul de accelerare a absorbţiei. Tehnica de epurare este bazată pe mecanisme de absorbţie-reducere, prin intermediul cărora NO este absorbit, de către un mediu de spălare, şi, apoi, redus la N_2, H_2O şi compuşi complecşi ai sodiului şi azotului [3.6, 3.7]. Pentru a creşte solubilitatea NO în apă, în mediul absorbant se adaugă complexul feros Fe^{2+}- EDTA.

Reacţiile, implicate în proces, sunt de forma [3.7]:



$$Fe^{2+} \oplus EDTA + NO \leftrightarrow Fe^{2+} \oplus EDTA - NO, \qquad (3.42)$$



$$Fe^{2+} \oplus EDTA - NO + SO_3^{2-} \rightarrow Fe^{2+} \oplus EDTA + \frac{1}{2} N_2 + SO_4^{2-} . \quad (3.43)$$

NO este captat de către complexul Fe^{2+}- EDTA şi eliberat, ulterior, în reacţiile de reducere (3.43), în care intervin ioni ai sulfului (SO_3^{2-}, S^{2-}). În acest fel, aditivul feros se comportă, oarecum, ca şi un catalizator (reacţia 3.42).

Ionii de sulfit se formează prin hidroliza SO_2, aflat în gazele de ardere, în soluţia alcalină de spălare [3.6, 3.7]

Eficienţa procedeului este de peste 99 %, pentru SO_2, şi de 60 ÷ 75 %, pentru NO_x [3.6, 3.7], parametrii care influenţează gradul de control al poluanţilor fiind [3.6]:

- ✓ temperatura mediului absorbant,
- ✓ concentraţia iniţială a poluanţilor (NO_x şi SO_2), din gazele de ardere,
- ✓ concentraţia ionilor de Fe^{2+}, din soluţia de spălare.

Preţul ridicat al acidului etilendiamină tetraacetic, nu permite aplicarea, pe scară largă, a acestei tehnici. Au fost efectuate cercetări de înlocuire a EDTA cu alţi compuşi organici, mai ieftini, ceea ar permite dezvoltarea industrială a procedeului [3.6].

Procedeul **NO_x OUT® SNCR**, realizat de Fuel Tech, Inc., poate fi privit, până la un moment dat, ca fiind un procedeu secundar, umed, de tipul absorbţie-reducere. Reacţii de forma (3.23) arată că un mol de uree este suficient pentru a reduce doi moli de NO.

3.2.3. Tehnici hibride pentru de-NO_x-are

Tehnicile hibride de control a emisiilor de NO_x constau fie în utilizarea, simultană, a unor procedee intracombustie şi a unui procedeu postcombustie, fie în utilizarea, simultană, a principalelor procedee postcombustie uscate, **SCR** şi **SNCR** [3.73]. În ultimul caz, creşterea eficienţei globale a denitrurării este determinată de sinergismul metodelor secundare.

În ceea ce priveşte utilizarea metodelor primare simultan cu cele secundare, practic, oricare dintre tehnicile postcombustie poate fi asociată cu arderea în trepte, la nivelul arzătoarelor [3.73] sau la nivelul întregului focar. Un exemplu de asociere a arderii în trepte cu reducerea selectivă noncatalitică (**SNCR**) este redat în figura 3.60.

Metoda intracombustie implică utilizarea arzătoarelor cu emisie redusă de NO_x, însă, în condiţiile în care debitul de aer primar este insuficient arderii complete. În acest fel, efectele arderii în trepte individuale sunt accentuate, prin arderea în trepte globală, combustia fiind definitivată prin insuflarea unui debit de aer secundar superior - **OFA** (§ 3.2.1.2). Sistemele intracombustie sunt dimensionate astfel încât să asigure reducerea emisiei poluante, până aproape de limita maximă a eficienţei acestora. Se poate obţine, astfel, o reducere a emisiei, cu până la 69 ÷ 70 %, în condiţiile în care sistemul **OFA** este de tip clasic şi nu de tip avansat (**AOFA**).

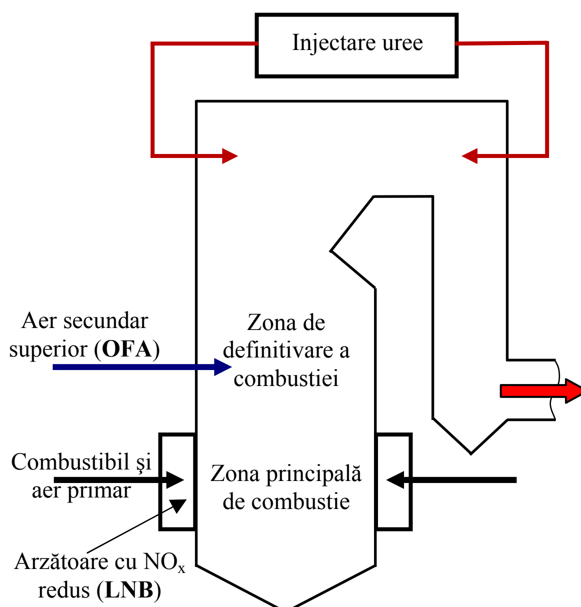


Fig. 3.60. Schema de principiu a procedeului hibrid obţinut prin asocierea arderii în trepte cu injectarea de uree la partea superioară a camerei de ardere (**SNCR**)

Sistemul **SNCR** nu este dimensionat pentru a funcţiona la capacitatea maximă de epurare, a acestui tip de instalaţii. Nu se injectează agent reducător, decât în zona superioară a focarului, pe cel mult două niveluri. Dacă ureea este injectată pe două niveluri, lanciile primului nivel sunt fixe, iar ale celui de al doilea sunt retractile.

Sistemul este astfel condus încât reducerea emisiei poluante, în această etapă, să fie de ordinul a 30 ÷ 50 %. Injectarea agentului reducător, în zona finală a focarului, poate avea, însă, dezavantajul unei pierderi tehnologice, semnificative, de NH_3 (10 ppm, în condiţiile în care este acceptabilă o pierdere tehnologică de doar 2 ÷ 5 ppm). Pierderea tehnologică de NH_3 se poate reduce, suficient de mult, dacă generatorul de abur este echipat cu instalaţii de desulfurare secundară umedă [3.73].

Asocierea acestor două tehnologii asigură o reducere, cu aproximativ 80 %, a emisiei de NO_x, practic, indiferent de sarcina cazanului. La scăderea sarcinii, scade eficienţa tehnicilor primare, scădere ce este compensată, însă, de sistemul **SNCR**.

În cazul generatoarelor de abur în care se ard gaze naturale sau combustibil lichid, se poate obţine o reducere, semnificativă, a emisiei de NO_x, dacă se asociază una dintre metodele de control a parametrilor operativi, cu sisteme de tip **SNCR**.

O astfel de aplicaţie poate consta în utilizarea simultană a injectării de vapori de apă, în camera de ardere, cu un sistem **SNCR** care utilizează ureea, ca agent reducător [3.16]. Dacă recircularea gazelor de ardere este utilizată doar la partea superioară a fo-

carului, ca metodă de control a temperaturii aburului, ea poate fi extinsă şi către partea inferioară a acestuia, obţinându-se, astfel, o reducere suplimentară a cantităţii de NO, ce se formează în focar.

Tehnica intracombustie constă în injectarea unui debit de apă, foarte fin pulverizată, în acea zonă a focarului în care se formează cea mai mare cantitate de NO (§ 3.2.1.5). Aceste jeturi de apă se introduc, la nivelul fiecărui arzător, simultan cu un anumit debit de aer comprimat. Apa este preluată din instalaţia de preparare a soluţiei de agent reducător, necesar în etapa postcombustie. Deoarece, în rampele de distribuire ale sistemului **SNCR**, presiunea apei este de ordinul a 10 ÷ 15 atm, este necesară utilizarea unor reductoare de presiune, pentru a reduce presiunea apei, ce se injectează în focar, până la nivelul de 7,5 ÷ 8 atm.

Înainte de a fi introdusă în sistemul de duze de injectare, apa este filtrată, în vederea reţinerii suspensiilor, ce ar putea obtura duzele. Această filtrare este importantă deoarece mentenanţa duzelor de injectare a apei este dificil de efectuat, atâta timp cât ele fac parte din construcţia arzătoarelor.

Reducerea temperaturii, în zona pirolizei primare, determină reducerea emisiei de NO, unele aplicaţii industriale asigurând reducerea emisiei, cu până la 37,5 %, în cazul arderii combustibililor gazoşi, şi, cu aproximativ 15 %, în cazul arderii combustibililor lichizi [3.16], gradul de epurare depinzând, esenţial, de debitul de apă injectat şi de dimensiunile picăturilor.

Procedeul secundar este de tipul $NO_xOUT^{®}$ **SNCR** (§ 3.2.2.3), agentul reducător fiind o soluţie de uree, având o concentraţie de 50 %. În soluţie se introduce şi o mică cantitate de aditivi, care au rolul de reducere a vitezei de corodare a elementelor sistemului **SNCR** şi ale cazanului. Zona de injectare a soluţiei de uree este specifică fiecărui tip de cazan, urmărindu-se ca reacţiile să se desfăşoare la temperatura optimă, astfel încât gradul de epurare să atingă nivelul de 60 %.

Pentru a evita solidificarea agentului reducător, în rezervoarele de stocare a ureei concentrate, acestea se instalează, de obicei, în sala cazanelor şi sunt prevăzute cu izolaţie termică şi sisteme de încălzire, astfel încât temperatura ureei să fie menţinută la un nivel mai mare de 22 ^oC.

O soluţie adecvată creşterii eficienţei denitrurării, atât în ceea ce priveşte gradul de depoluare, cât şi cheltuielile de investiţie şi de exploatare, este aceea de asociere a tehnicilor de tip **SNCR** cu acelea de tip **SCR**, obţinându-se, astfel, instalaţii de tip NO_xOUT CASCADE$^{®}$ (§ 3.2.2.3. ❹). Acest tip de instalaţii au fost realizate prin colaborarea dintre Nalco Fuel Tech şi Electric Power Research Institute [3.9, 3.57].

Asocierea celor două tehnici postcombustie, de tip uscat, asigură creşterea eficienţei utilizării agentului reducător, într-un domeniu larg de sarcini ale cazanului.

Prima etapă de denitrurare este una de tip **SNCR**, agentul reducător putând fi atât ureea, cât şi amoniacul [3.31]. Atunci când sistemul **SNCR** funcţionează de sine stătător, performanţele sale sunt limitate, datorită necesităţii injectării agentului reducător la o temperatură ridicată, pentru a evita funcţionarea cu pierdere mare de NH_3.

A doua etapă este de tip **SCR**, instalaţiile fiind, însă, special destinate funcţionării simultane cu sistemul **SNCR** şi, evident, în aval de acesta. Acest mod de funcţionare face să fie depăşite o parte dintre limitele ce derivă din dimensiunile mari ale reactorului catalitic, căderile mari de presiune şi viteza de otrăvire a catalizatorului.

Sistemul hibrid **SNCR/SCR** implică, în primul rând, funcţionarea sistemului **SNCR** la o temperatură mai mică decât în cazul în care cazanul este echipat doar cu sistem **SNCR**. Temperatura de funcţionare este deplasată către limita minimă a domeniului optim de temperaturi. În aceste condiţii, gradul de depoluare este apropiat de cel maxim, însă în condiţiile în care pierderea tehnologică de NH_3 este semnificativă (figura 3.48). La ieşirea gazelor din zona tratării, cantitatea de NH_3 din este inacceptabil de mare, pentru ca acestea să poată fi evacuate. Amoniacul rezidual este, însă, utilizat, ca agent reducător, în cea de-a doua etapă a sistemului hibrid.

Faptul că sistemul **SCR** funcţionează doar cu pierderea tehnologică de NH_3 a sistemului **SNCR**, face ca volumul necesar al catalizatorului să fie mult mai mic, decât în cazul în care sistemul **SCR** este utilizat, ca tehnică singulară de denitrurare post-combustie, aşa cum se poate observa din analiza curbelor trasate în figura 3.61 [3.9].

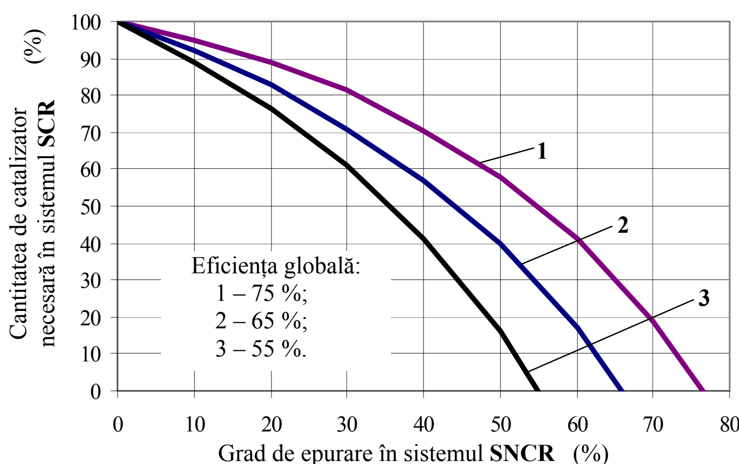


Fig. 3.61. Necesarul de catalizator în sistemele hibride NO_xOUT CASCADE®

De exemplu, dacă cascada **SNCR/SCR** este dimensionată pentru un grad de denitrurare de 65 %, 50 % în etapa **SNCR** şi 30 % în etapa **SCR**, volumul catalizatorului scade, până la mai puţin de 40 %, în raport cu situaţia în care sistemul **SCR** ar trebui să realizeze, singur, un grad de denitrurare de 65 %. În aceste condiţii, cerinţele de ordin funcţional diferă mult, faţă de acelea impuse sistemelor **SCR** clasice, astfel [3.2]:

- ✓ gradul de utilizare a agentului reducător poate fi mai redus (de numai 60 ÷ 80 %), fără a se înregistra creşterea pierderii tehnologice de NH_3, în gazele evacuate;
- ✓ gradul de control al emisiei poate fi foarte redus, de numai 10 ÷ 30 %, în condiţiile în care sistemele **SCR** se caracterizează prin grade de epurare de 90 %.

Aceste cerințe, de ordin funcțional, sunt reflectate în construcția elementelor sistemului **SCR**, destinat să funcționeze în cascadă. Astfel, volumul redus al catalizatorului permite instalarea straturilor catalitice chiar în interiorul tubulaturii gazelor de ardere, fără a fi necesare reactoare catalitice speciale. O altă soluție tehnică, ce pare a fi atractivă, este aceea a instalării catalizatorului pe suprafețele părții calde a preîncălzitoarelor de aer regenerative, unde condițiile sunt favorabile funcționării catalizatorilor realizați din V_2O_5/TiO_2 [3.2, 3.12]:

- ✓ domeniu optim de temperaturi (300 ÷ 400 ^oC);
- ✓ suprafață mare de contact.

Dimensiunile reduse ale catalizatorului implică costuri mici de investiție şi modificări minore ale cazanului, chiar şi în cazul în care este adoptată soluția injectării unei cantități suplimentare de NH_3, în zona tratării de tip **SCR** (figura 3.62). În acest ultim caz, agentul reducător suplimentar este injectat printr-o singură grilă de distribuire a acestuia, în fluxul de gaze de ardere [3.31].

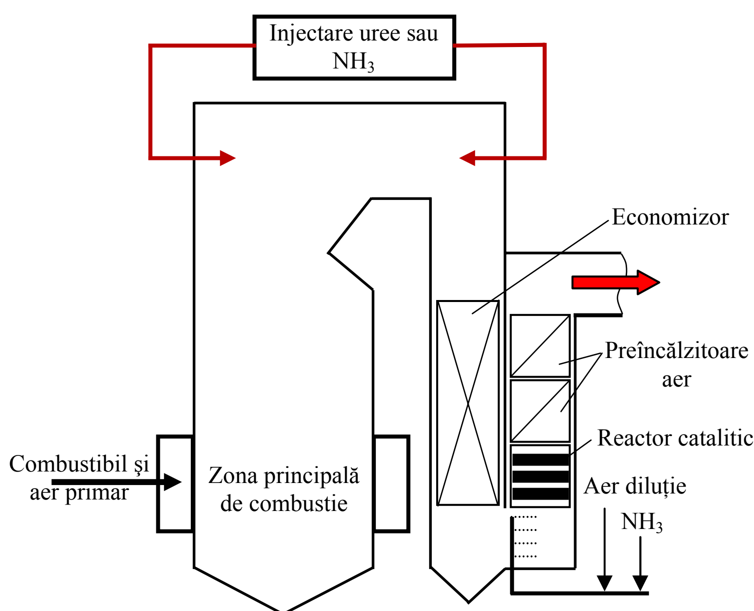


Fig. 3.62. Schema de principiu a procedeului hibrid de denitrurare **SNCR/SCR** în cascadă

Dimensiunile reduse ale catalizatorului implică valori reduse ale căderilor de presiune, pe straturile catalitice, şi, proporțional cu reducerea dimensiunilor, un grad de conversie mai redus a SO_2, în SO_3. Dacă la acestea se adaugă şi reducerea costurilor destinate stocării catalizatorului uzat, rezultă costuri mai reduse, pentru exploatarea cascadelor, decât acelea corespunzătoare aplicării fiecărei tehnici, în parte.

Gradul de epurare, specific cascadelor **SNCR/SCR**, este mai ridicat decât acela obţinut prin însumarea eficienţei celor două sisteme, funcţionând separat, în condiţiile în care şi pierderea tehnologică, globală, de NH_3 este mai mică. Acest fapt se datorează desfăşurării reacţiilor chimice la acei parametri la care cinetica lor este maximă [3.9, 3.31, 3.57].

Cascadele **SNCR/SCR** se caracterizează printr-o funcţionare mai flexibilă decât fiecare dintre sisteme, luat separat, adaptându-se, uşor, la schimbări frecvente ale condiţiilor operative, determinate de modificarea sarcinii cazanului. Cascada este dimensionată la sarcina maximă a cazanului, iar atunci când sarcina scade, se reduce debitul de agent reducător, din sistemul **SNCR**, chiar până la oprirea completă a acestuia. Limita de oprire a primei etape depinde de capacitatea sistemului **SCR** de a reduce emisia, sub limita maximă admisibilă.

Toate aceste avantaje recomandă utilizarea, la scară industrială, a cascadelor **SNCR/SCR**, rezultate foarte bune fiind obţinute şi la retrofitului cazanelor energetice.

Chiar dacă tehnologii de tipul cascadelor **SNCR/SCR** au o eficienţă foarte ridicată, în condiţiile un costuri de investiţie relativ mici (15 ÷ 25 USD/kW [3.9]), controlul emisiilor de NO_x ale cazanelor energetice, în condiţiile unor costuri cât mai mici, încă reprezintă o provocare tehnică. Eficienţa globală a tehnicilor postcombustie de reducere selectivă, catalitică sau noncatalitică, poate fi depăşită doar de sisteme neconvenţionale, un posibil exemplu fiind acela al utilizării electrofiltrelor umede, atât pentru colectarea cenuşii zburătoare, cât şi pentru controlul gazelor acide [3.14, 3.53].

Electrofiltrele au o eficienţă foarte ridicată de colectare a cenuşii zburătoare, din gazele de ardere, varianta constructivă a colectării în stare uscată fiind, practic, general utilizată în energetică. Varianta colectării electrostatice umede (§ 4.3.4.3), ar putea fi utilizată pentru controlul simultan al emisiilor de NO_x şi SO_x, în condiţiile unor costuri de investiţie diminuate şi a unor instalaţii de dimensiuni mai mici, decât în cazul clasicei asocieri a instalaţiilor de desulfurare secundară umedă cu cele de denitrurare, de tip **SCR**. În plus, avantajele colectării umede a particulelor (evitarea apariţiei descărcării corona inverse, a descărcărilor disruptive şi a fenomenului de reantrenare a prafului depus), precum şi unele simplificări de ordin constructiv, pot determina reducerea costurilor de exploatare ale instalaţiilor de depoluare.

Electrofiltrele uscate pot diminua emisia de NO_x, ca efect al intensei ionizări a gazului, în prezenţa descărcării corona, însă, această reducere a emisiei este mult mai importantă, în cazul utilizării electrofiltrelor umede, datorită reacţiilor chimice care implică apa şi radicalii acesteia, radicali obţinuţi în prezenţa descărcării corona. În plus, prezenţa apei face să scadă pierderea tehnologică de NH_3, efect al absorbţiei poluantului, în soluţii apoase [3.53].

Fenomenele pe care le implică tratarea simultană, într-un electrofiltru, a emisiei de particule şi de NO_x sunt:

- ✓ ionizarea particulelor şi a moleculelor gazelor poluante;
- ✓ oxidarea unor gaze de către ozon;

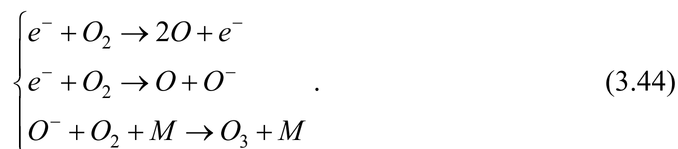
- ✓ oxidarea unor gaze de către radicali liberi;
- ✓ obţinerea unor aerosoli de azotat de amoniu (NH_4NO_3), prin injectare de vapori de NH_3;
- ✓ colectarea particulelor şi aerosolilor.

Descărcarea corona, ajunsă în stadiul de strimer – plasmă rece (în care electronii sunt, puternic, acceleraţi, fără, însă, a fi acceleraţi şi încălziţi şi ionii), generează electroni, a căror energie este suficient de mare, încât să determine procese de ionizare, fie prin ataşarea la particulele aflate în suspensie şi la moleculele de gaz, fie prin disocierea moleculelor de gaz, urmată de procese de ataşare. Astfel, dacă electronii liberi se ataşează la moleculele de NO, se formează ioni negativi de NO^-, ce vor fi separaţi, prin acţiunea forţei electrostatice. Aceste fenomene au loc şi în electrofiltrele uscate, însă gradul de control al emisiei de NO_x este departe de a fi satisfăcător.

Faţă de cazul clasic, al descărcării corona la tensiune continuă, se observă creşterea gradelor de denitrurare şi de desulfurare, chiar în condiţii uscate, atunci când sistemele de electrozi sunt alimentate cu tensiune de impuls [3.14, 3.39]. Descărcarea corona de impuls determină doar accelerarea electronilor, până la nivele energetice suficient de mari încât să genereze radicali liberi, în timp ce ionii, având mase semnificativ mai mari şi, deci, inerţie mai mare, nu pot fi acceleraţi atât de mult, consumând, astfel, o cantitate mică de energie.

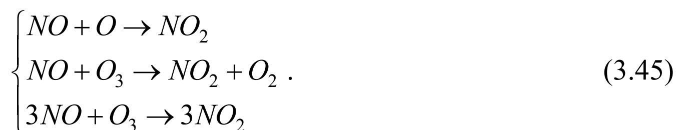
Poate fi utilizată descărcarea corona de impuls, atât la polaritate negativă, cât şi la polaritate pozitivă. La polaritate negativă, descărcarea corona apare doar în vecinătatea electrozilor de emisie, în timp ce descărcarea corona de polaritate pozitivă se caracterizează prin strimeri de lungime mai mare (chiar de până la 10 ori), care pătrund, adânc, în fluxul de gaz, ionizând, astfel, volume mai mari de gaz, la o aceeaşi energie a descărcării. În acest fel, descărcarea corona de impuls, la polaritate pozitivă, este mai eficientă în reţinerea emisiei de NO_x [3.53]. Cu toate acestea, având în vedere consumul redus de energie al unui electrofiltru, care funcţionează cu tensiune de impuls (tabelul 4.20), reducerea suplimentară a consumului de energie nu este foarte importantă, mai ales în condiţiile în care riscul producerii descărcărilor disruptive, la polaritate pozitivă, este mai mare.

În electrofiltre, se formează o anumită cantitate de ozon, prin reacţii de forma:



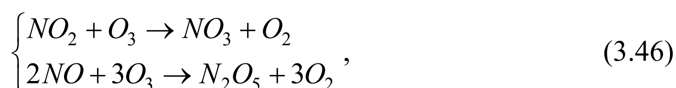
$$\begin{cases} e^- + O_2 \to 2O + e^- \\ e^- + O_2 \to O + O^- \\ O^- + O_2 + M \to O_3 + M \end{cases} . \qquad (3.44)$$

În instalaţiile clasice, emisia de ozon reprezintă un dezavantaj, în anumite aplicaţii trebuind luate măsuri speciale de descompunere a ozonului. Pe de altă parte, însă, NO fiind mult mai puţin solubil în apă decât NO_2, ozonul ar putea fi utilizat pentru oxidarea rapidă (în mai puţin de 0,1 s) a NO, la NO_2, prin reacţii de forma:



$$\begin{cases} NO + O \rightarrow NO_2 \\ NO + O_3 \rightarrow NO_2 + O_2 \\ 3NO + O_3 \rightarrow 3NO_2 \end{cases} . \quad (3.45)$$

Ozonul, datorită caracterului său puternic oxidant, continuă reacţiile de oxidare a NO şi NO_2, la trioxid de azot (NO_3) şi protoxid de azot (N_2O_5):



$$\begin{cases} NO_2 + O_3 \rightarrow NO_3 + O_2 \\ 2NO + 3O_3 \rightarrow N_2O_5 + 3O_2 \end{cases} , \quad (3.46)$$

compuşi care reacţionează uşor cu apa, conducând, astfel, la formarea de acid azotic, ce poate fi reţinut, în manieră controlată. Simultan, au loc şi reacţii de oxidare a SO_2, în SO_3, crescând riscul formării unei cantităţi însemnate de H_2SO_4, fapt ce ar determina corodarea, rapidă, a echipamentului intern al electrofiltrului. În realitate, însă, reacţia de oxidare a SO_2 este mult mai lentă decât acelea de oxidare a compuşilor azotului.

Fenomenele de oxidare, în prezenţa unor radicali liberi, sunt generate, implicit, de către descărcarea corona. Astfel, prin ciocnirea electronilor acceleraţi cu moleculele neutre din gazele de ardere (N_2, O_2, H_2O, CO_2), se formează radicali liberi (O, N, H, OH), ioni pozitivi şi negativi, precum şi molecule excitate. Interacţiunile, ulteriore, electron-ion, ion-ion, ca şi fenomenele de detaşare crează radicali secundari (HO_2). Aceşti radicali oxidează NO_x, facilitând reacţia acestora cu apa, sau reacţionează cu oxizii de azot, în sensul formării unor aerosoli, ce pot fi captaţi de către electrofiltru.

Oxizii de azot ar putea fi reduşi, la N_2 şi H_2O, de către radicalii liberi de tip NH şi NH_2, produşi de către descărcarea corona, chiar şi în electrofiltrele uscate. Eficienţa acestor reacţii scade, însă, la creşterea concentraţiei de O_2, devenind, astfel, foarte redusă, în cazul gazelor de ardere [3.25].

Amoniacul, utilizat ca agent reducător în sistemele **SCR**, **SNCR** şi în instalaţiile de reducere cu fluxuri de electroni acceleraţi, poate fi utilizat şi în electrofiltrele umede, pentru a transforma NO_x în aerosoli de azotat de amoniu (NH_4NO_3). Reacţiile implică o etapă intermediară, de transformare a NH_3 în radicali NH, NH_2 şi H, prin ciocnirea moleculelor de NH_3 cu electronii liberi, generaţi de descărcarea corona [3.14].

În electrofiltrele uscate, pentru temperaturi cuprinse între temperatura ambiantă şi 150 ^oC, reacţiile de obţinere a aerosolilor de NH_4NO_3 implică, practic, numai dioxidul de azot, cantitatea de NO convertită fiind neglijabilă [3.1].

La tensiune continuă, descărcarea corona poate oxida până la 67 % din cantitatea de NO, existentă în gazele de ardere, în prezenţa oxigenului şi a vaporilor de apă. Acest nivel al depoluării poate fi atins, însă, numai la o intensitate a câmpului electric mai mare decât aceea uzuală, din electrofiltrele clasice (4,5 ÷ 9 kV/cm) [3.39].

În concluzie, electrofiltrele umede, funcţionând cu descărcare corona de impuls, în care se injectează o cantitate suplimentară de ozon şi de amoniac, pot reţine, simultan cu cenuşa zburătoare, o cantitate importantă de NO_x, din gazele de ardere.

Eficienţa denitrurării creşte odată cu creşterea duratei de rezidenţă a gazului, a concentraţiei iniţiale de NO_x, a intensităţii descărcării corona şi a cantităţii de ozon,

injectate din exterior, ozonul produs în electrofiltru fiind insuficient pentru oxidarea, suplimentară, a cantității de oxizi de azot existenți, uzual, în gazele de ardere.

3.3. Tehnici integrate pentru controlul emisiilor de NO_x şi SO_2

O parte dintre tehnicile secundare, destinate controlului emisiilor de oxizi de a-zot, aşa cum sunt:

- ✓ absorbția în strat de oxid de cupru (§ 3.2.2.4),
- ✓ adsorbția pe carbon activ (§ 3.2.2.5),
- ✓ reducerea prin intermediul fluxurilor de electroni accelerați (§ 3.2.2.6),
- ✓ tehnicile umede de denitrurare (§ 3.2.2.7),
- ✓ tehnologiile care utilizează plasma rece (§ 3.2.3),

realizează, simultan, şi reducerea emisiei de oxizi de sulf, din gazele de ardere.

Pentru reducerea simultană a principalelor emisii gazose ale cazanelor energetice, pot fi, însă, asociate tehnologii distincte, de denitrurare şi desulfurare, atât de tipul ce-lor intracombustie, cât şi de tipul celor postcombustie. Aceste tehnici poartă denumirea de tehnici hibride sau integrate pentru control a emisiilor de NO_x şi de SO_x, câteva exemple de astfel de tehnici fiind date în cele ce urmează.

3.3.1. Tehnici integrate intracombustie

Principial, reducerea emisiei de SO_x se realizează prin introducerea unui agent absorbant, în camera de ardere, în timp ce reducerea emisiei de NO_x se obține prin re-ducerea temperaturii şi a coeficientului de exces de aer, prin diverse tehnici (§ 3.2.1), aplicabile în diverse secțiuni ale focarului. Cel mai edificator exemplu, din acest punct de vedere, este acela al arderii în strat fluidizat desulfurant (§ 2.3.2.2. şi § 3.2.1.6).

Nu există restricții de asociere a diferitelor tehnici de denitrurare şi desulfurare, însă, este preferabilă adoptarea celor mai eficiente tehnici şi care, în plus, pot reduce, în mod implicit, mai multe categorii de poluanți. Un exemplu edificator, în acest sens, este asocierea post-arderii cu injectarea de compuşi alcalini sau alcalino-pământoşi, conform reprezentării schematice din figura 3.63 [3.71].

Injectarea pulberii de $CaCO_3$ sau de $Ca(OH)_2$, în zona superioară a focarului, un-de temperaturile sunt cuprinse între 850 ÷ 1080 ^oC, transformă emisia de oxizi de sulf în particule solide de $CaSO_4$, netoxice, ce urmează a fi reținute de sistemele de filtrare a particulelor. Prin alegerea corespunzătoare a dimensiunilor particulelor de substanță neutralizantă şi, eventual, prin utilizarea unor aditivi suplimentari, pot fi atinse grade de reducere a emisiei, de până la 50 ÷ 60 %.

Post-arderea este o tehnică flexibilă de control a emisiilor poluante, fie că este utilizată ca atare, fie integrată altor sisteme, şi care asigură reducerea, semnificativă, a

emisiilor de NO_x, CO_2 şi, implicit, de SO_2. Această reducere, implicită, a emisiei de SO_2 este datorată utilizării gazelor naturale, în zona de post-combustie (zona de gaze sau zona reducătoare a cazanului), combustibil ce nu conţine sulf. Cum 20 ÷ 30 % din energia furnizată de cazan se obţine prin combustia gazelor naturale, rezultă o reducere, proporţională, a emisiei de SO_2, în raport cu cazanele în care se arde doar cărbune.

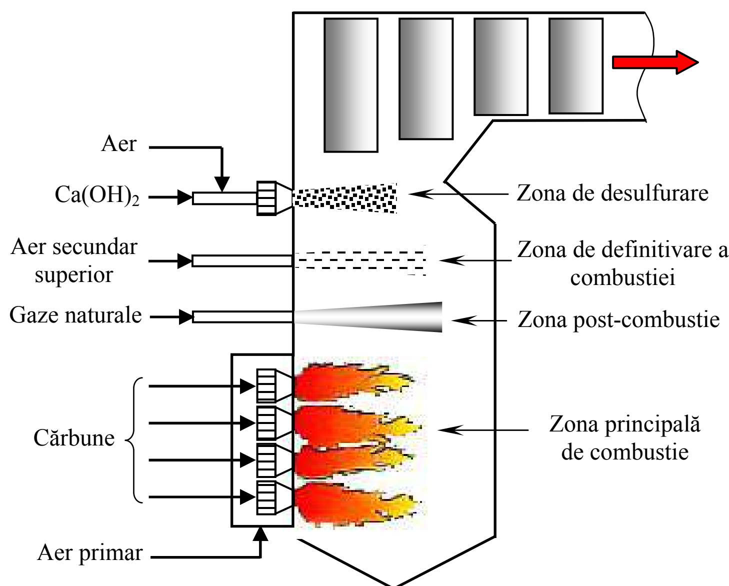


Fig. 3.63. Schema de principiu a procedeului integrat de denitrurare şi desulfurare, prin metode intracombustie

Reducerea emisiei de CO_2 este datorată faptului că raportul H/C este mai mare la gazele naturale, decât la cărbune. Atunci când 15 ÷ 20 % din energia termică furnizată de cazan este obţinută prin combustia gazelor naturale, se obţine o reducere a emisiei de CO_2 cu o cantitate cuprinsă între 6 ÷ 9 % [3.71].

Un asemenea sistem integrat, în care ponderea cantităţii de energie obţinute prin arderea gazului natural este de 18 %, asigură reducerea emisiei de NO_x, cu 60 ÷ 67 %, şi a emisiei de SO_2, cu 50 ÷ 53 % - la un raport molar Ca/S de 1,75 [3.71]. O reducere suplimentară a emisiei de NO_x poate fi obţinută prin recircularea gazelor de ardere, în zona de post-combustie, şi prin utilizarea arzătoarelor cu emisiei redusă de NO_x.

3.3.2. Utilizarea simultană a unor tehnici primare şi secundare

Asocierea acestor categorii de tehnici implică adoptarea unor tehnici primare şi/ sau secundare, pentru control a emisiei de NO_x, emisia de SO_2 fiind controlată doar

prin tehnici de tip postcombustie.

Un exemplu de astfel de sistem este sistemul integrat de tip uscat, care implică asocierea a patru tehnici de control a emisiilor poluante gazoase:

- ✓ arderea în trepte, la nivelul arzătoarelor;
- ✓ arderea în trepte globală, la nivelul întregului focar;
- ✓ reducerea selectivă necatalitică – sistemul **SNCR** având două trepte de injectare a agentului reducător;
- ✓ desulfurarea secundară uscată, în două trepte, utilizând atât compuşi calcici, cât şi compuşi ai sodiului.

Schema de principiu a procedeului integrat, de tip uscat, este redată în figura 3.64 [3.73].

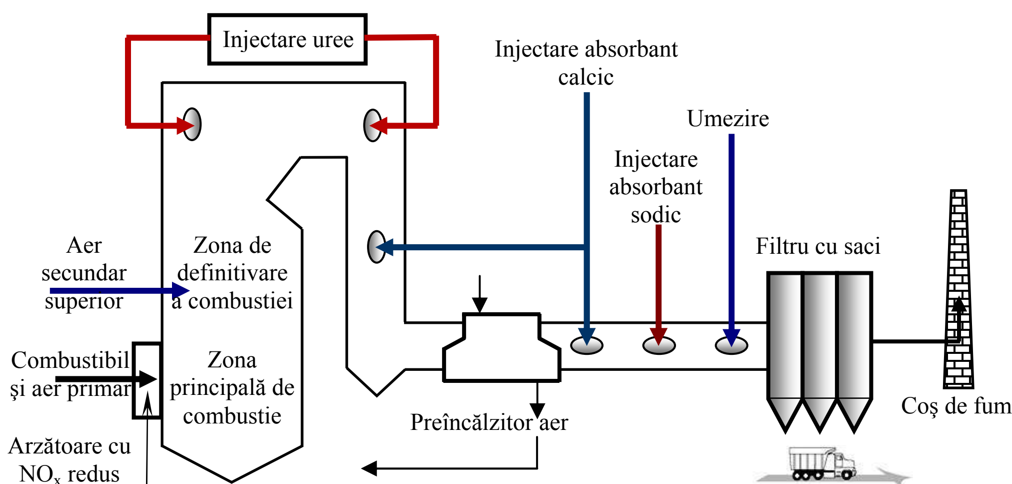


Fig. 3.64. Schema de principiu a procedeului integrat de denitrurare şi desulfurare, prin procedee primare şi secundare de tip uscat.

Umezirea gazului, înainte de tratarea acestuia în sistemul de filtrare cu saci, are rolul de precondiţionare a particulelor, fapt ce permite o mai bună colectare a acestora, pe suprafeţele sacilor filtranţi (§ 4.3.3) sau într-un eventual electrofiltru (§ 4.3.4.7.❺). În plus, umezirea particulelor determină reactivarea excesului de agent absorbant, crescând, astfel, gradul de desulfurare, în condiţiile reducerii cantităţii consumate de agent absorbant.

Pe ansamblu, acest sistem integrat atinge un grad de denitrurare mai mare de 80 % şi un grad de desulfurare de 70 %. Pierderea tehnologică de agent reducător, din componenta **SNCR** a ansamblului, este de ordinul a 10 %, mult prea mare pentru a putea fi acceptată, în condiţiile în care gazul ar fi evacuat în atmosferă, imediat în aval de această instalaţie. Prezenţa componentei de desulfurare elimină riscul poluării cu NH_3, acesta fiind complet absorbit de către compuşii calcici şi sodici. În acelaşi timp,

absorbantul sodic transformă întreaga cantitate de NO, în NO_2, evident, fără ca acest lucru să însemne o creştere a emisiei de NO_x. Conversia întregii cantităţi de NO, în NO_2, chiar în interiorul canalelor de gaze de ardere, face, însă, să crească opacitatea penei de fum [3.73].

Dacă colectarea particulelor se realizează într-un filtru cu saci, este asigurată o foarte bună desprăfuire a acestora, eficienţa fiind mai mare de 99 %, pentru granulometria uzuală a cenuşii zburătoare, şi colectarea a peste 80 % din emisia de Hg.

Cheltuielile de investiţie, pentru astfel de sisteme integrate, sunt de aproximativ 190 USD/kW, pentru unităţile în care se arde cărbune cu conţinut redus de sulf. În cazul cărbunilor sulfuroşi, eficienţa sistemului integrat uscat nu este satisfăcătoare, datorită, în principal, cineticii reduse a reacţiilor chimice din zona desulfurării uscate.

Aceste sisteme pot fi utilizate, în principiu, pentru echiparea cazanelor de orice putere, rezultate bune, din punct de vedere economic, obţinându-se, însă, pentru retrofitul cazanelor de putere mică şi medie [3.73].

3.3.3. Sisteme integrate cu tehnologii de tratare postcombustie

Tehnicile de tratare postcombustie se caracterizează prin cele mai ridicate grade de reducere emisiilor, astfel încât asocierea unor tehnologii, din această categorie, conduce la un foarte bun control al poluanţilor gazoşi şi, în unele cazuri, chiar şi a particulelor solide şi aerosolilor.

Un exemplu de astfel de tehnologie integrată este acela al utilizării reducerii catalitice selective, pentru controlul emisiei de NO_x, simultan cu tratarea catalitică a SO_2, în sensul obţinerii de acid sulfuric. Compania Haldor Topsoe deţine licenţa comercială a acestei tehnologii, sub denumirea SNOX™, unele dezvoltări şi aplicaţii fiind realizate de către ABB Environmental Systems (ABBES).

Schema de principiu a procedeului este prezentată în figura 3.65 [3.62, 3.73].

De la ieşirea din preîncălzitorul de aer (2) al cazanului (1), gazele sunt dirijate către o cameră de ardere sau un schimbător de căldură apă/abur (3), în care temperatura acestora este crescută, până la valoarea optimă a separării particulelor, într-un sistem de filtrare cu saci (4). În continuare, gazele sunt încălzite, într-un schimbător de căldură de suprafaţă (5), până la temperatura optimă a funcţionării reducerii catalitice selective (350 ÷ 370 ^{o}C). Sistemul **SCR** este unul de tip clasic (§ 3.2.2.1), utilizând amoniacul, ca agent reducător. Catalizatorul este instalat în reactorul catalitic (6) şi este realizat sub formă de module monolitice, din TiO_2, caracterizate prin foarte bună rezistenţă la şoc termic şi la contaminare cu cenuşă zburătoare.

La ieşirea din reactorul catalitic, gazul, contaminat cu SO_x, NH_3 şi o mică cantitate de particule, este încălzit suplimentar, într-o cameră de ardere (7), ce funcţionează cu gaze naturale sau combustibil lichid uşor. Astfel, temperatura gazelor este crescută, până la 400 ÷ 415 ^{o}C, nivel de temperatură optim desfăşurării reacţiei de conversie a SO_2 în SO_3. Această reacţie se desfăşoară în prezenţa unui catalizator, instalat în reac-

torul catalitic (8). În acest al doilea reactor catalitic, amoniacul, rezultat ca pierdere tehnologică din sistemul **SCR**, ca şi hidrocarburile nearse, provenite din focarul cazanului şi, mai ales, din camerele de ardere ale sistemului integrat, sunt complet oxidate. În acest fel, sistemul **SCR** poate funcţiona la parametrii optimi, fără restricţii, în ceea ce priveşte pierderea tehnologică de NH_3.

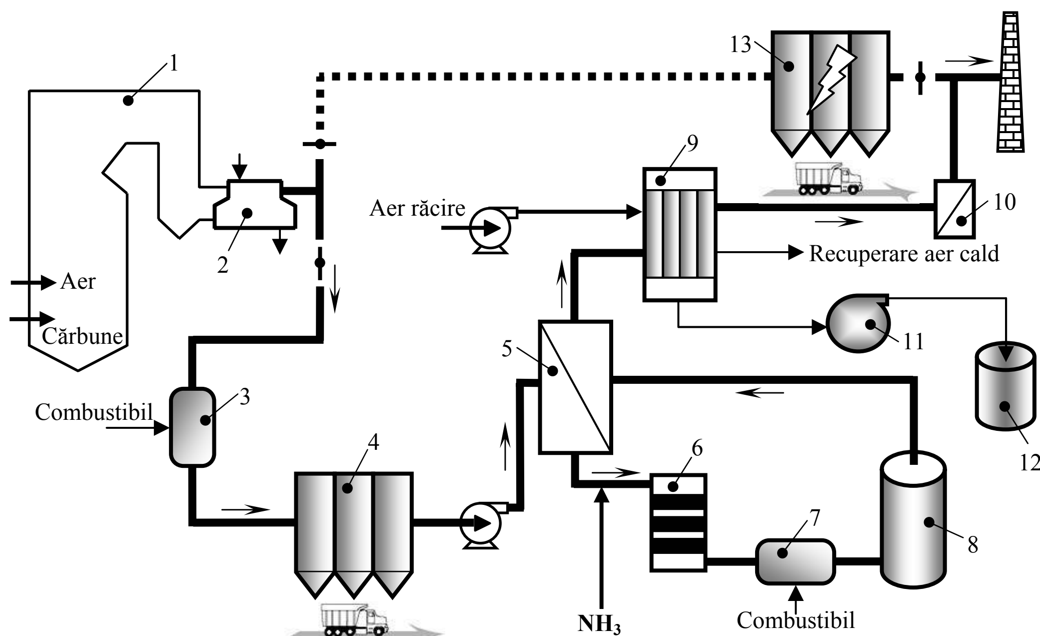


Fig. 3.65. Schema de principiu a procedeului integrat de denitrurare şi desulfurare prin procedee secundare de tip uscat (SNOX™):
1 – Cazan energetic; 2 – preîncălzitor de aer; 3 – cameră de ardere sau schimbător de căldură; 4 – filtru cu saci; 5 – schimbător de căldură pentru gaze de ardere; 6 – reactor catalitic SCR; 7 – cameră de ardere; 8 – catalizator conversie SO_2; 9 – turn de condensare; 10 – schimbător de căldură pentru reîncălzirea gazelor; 11 – sistem colectare H_2SO_4; 12 – rezervor stocare H_2SO_4; 13 – electrofiltru.

La ieşirea din reactorul 8, gazele sunt dirijate către schimbătorul de căldură 5, în care cedează o bună parte din energia termică, pentru încălzirea necesară tratării în sistemul **SCR**. După această răcire parţială, gazele trec în turnul de condensare (9), unde sunt răcite, cu aer, până la temperatura de 99 ^oC, la care SO_3 reacţionează, exoterm, cu apa, rezultând H_2SO_4, concentrat, colectat la partea inferioară a turnului de condensare (în sistemul de colectare 11). Energia termică a aerului poate fi recuperată, iar gazul epurat este reîncălzit (10), pentru a evita atingerea punctului de rouă acidă.

Atunci când este necesară intervenţia personalului de întreţinere, la elementele sistemului integrat, gazele de ardere sunt dirijate, de la preîncălzitor, direct către un electrofiltru (13), capabil să trateze întreg debitul de gaze de ardere.

Un asemenea sistem integrat reduce emisiile de NO_x, cu 93 ÷ 94 %, iar emisia de SO_2, cu 95 % [3.62, 3.73]. Acidul sulfuric, obţinut în sistem, are o concentraţie ridicată

(94,7 %), o parte din acesta putând fi utilizat pentru demineralizarea apei, utilizate în circuitul apă-abur al centralei.

Costul investiţiei este de ordinul a 300 USD/kW, mai mic, cu aproximativ 13 %, faţă de cazul utilizării separate a sistemelor **SCR** şi de desulfurare secundară umedă. De asemenea, costurile de exploatare şi mentenanţă sunt cu 50 % mai mici [3.73].

O tehnică integrată, care tratează simultan, în acelaşi echipament, toate cele trei principale emisii poluante ale centralelor termoelectrice, a fost dezvoltată de Babcock & Wilcox Company (B&W), în colaborare cu Electric Power Research Institute (EPRI), sub denumirea de SNRB™ (SO_x-NO_x-Rox Box™) [3.72, 3.73].

Schema de principiu a acestei tehnologii este redată în figura 3.66, componenta principală a instalaţiei fiind un filtru cu saci, de tipul camerelor de filtrare cu retenţie externă, elementele filtrante ale acestuia fiind, însă, de construcţie specială, destinată reţinerii unei cantităţi mai mari de particule şi cu rol de suport pentru catalizatorul componentei de tip **SCR**, a sistemului integrat. Construcţia specială a elementelor filtrante este impusă şi de temperatura relativ ridicată, la care funcţionează sistemul integrat, ansamblul fiind plasat între economizor şi preîncălzitoarele de aer ale generatorului de abur.

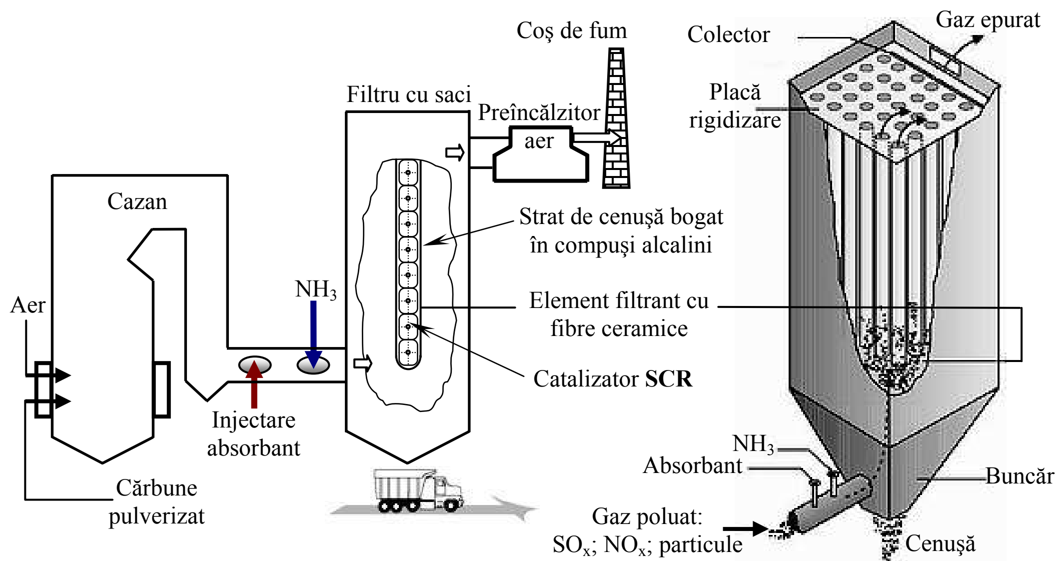
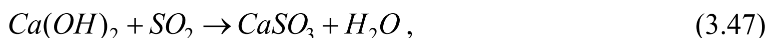


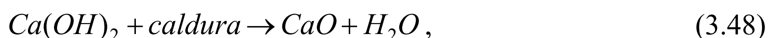
Fig. 3.66. Schema de principiu a procedeului integrat de denitrurare, desulfurare şi separare a cenuşii zburătoare (SNRB™)

Pentru reducerea emisiei de SO_2, această tehnologie implică, de fapt, un procedeu secundar, de tip uscat. Absorbantul poate fi atât un compus calcic, în acest caz fiind de preferat utilizarea hidroxidului de calciu ($Ca(OH)_2$), sau un compus sodic, de obicei bicarbonat de sodiu ($NaHCO_3$).

Dacă absorbantul este $Ca(OH)_2$, principalele reacții sunt de forma [3.72]:



$$Ca(OH)_2 + SO_2 \rightarrow CaSO_3 + H_2O\,, \qquad (3.47)$$



$$Ca(OH)_2 + caldura \rightarrow CaO + H_2O\,, \qquad (3.48)$$



$$CaO + SO_2 \rightarrow CaSO_3\,, \qquad (3.49)$$



$$CaSO_3 + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow CaSO_4\,. \qquad (3.50)$$

La injectarea suspensiei de $Ca(OH)_2$, în tubulatura gazelor de ardere, aceasta reacționează, imediat, cu SO_2 (reacția (3.47)), simultan cu un proces de deshidratare a suspensiei (reacția (3.48)). Vaporii de apă, astfel creați, formează mici cavități, în interiorul particulelor de $Ca(OH)_2$, mărind, astfel, suprafața de reacție, la care are acces gazul SO_2. Reacția de deshidratare este mai lentă decât aceea de neutralizare, procesul de deshidratare continuând în interiorul anvelopei filtrului.

Oxidul de calciu, rezultat prin deshidratarea absorbantului injectat, reacționează cu SO_2 şi formează $CaSO_3$ (reacția (3.49)), care este oxidat, în interiorul filtrului, până la obținerea de $CaSO_4$ (reacția (3.50)).

Simultan cu reacțiile principale, se desfăşoară şi reacții secundare, de carbonare a absorbantului:



$$Ca(OH)_2 + CO_2 \rightarrow CaCO_3 + H_2O\,, \qquad (3.51)$$

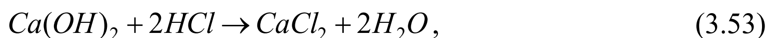


$$CaO + CO_2 \rightarrow CaCO_3\,. \qquad (3.52)$$

Nu este de dorit să se desfăşoare asemenea reacții, deoarece $CaCO_3$ nu reacționează cu SO_2, la nivelul de temperatură din anvelopa filtrului, şi, în plus, $CaCO_3$ poate contribui la crearea unor subproduse ce se depun, sub formă de peliculă, pe suprafața particulelor de absorbant, limitând accesul gazului de tratat, la agentul $CaO/Ca(OH)_2$.

Deoarece reacțiile de carbonare devin preponderente la temperaturi mai mari de 500 ^{o}C, temperatura de lucru trebuie menținută în domeniul 400 ÷ 480 ^{o}C [3.72].

Simultan, se desfăşoară şi reacții secundare, utile, care implică acidul clorhidric, existent în gazele de ardere:



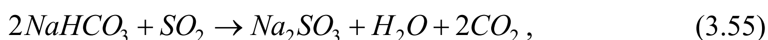
$$Ca(OH)_2 + 2HCl \rightarrow CaCl_2 + 2H_2O\,, \qquad (3.53)$$



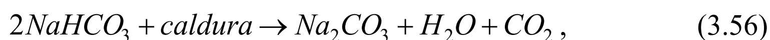
$$CaO + 2HCl \rightarrow CaCl_2 + H_2O\,. \qquad (3.54)$$

Chiar dacă în gazele de ardere, obținute prin combustia cărbunelui, există o cantitate mică de HCl, reducerea acestei emisii, la maximum posibil, face să scadă viteza de corodare a componentelor instalației, situate în aval de filtru, şi limitează formarea de dioxine şi furani.

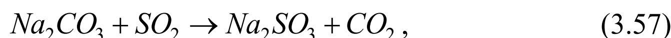
În cazul în care, pentru controlul emisiei de SO_2, se utilizează bicarbonat de sodiu, principalele reacții de neutralizare sunt de forma [3.72]:



$$2NaHCO_3 + SO_2 \rightarrow Na_2SO_3 + H_2O + 2CO_2\,, \qquad (3.55)$$



$$2NaHCO_3 + caldura \rightarrow Na_2CO_3 + H_2O + CO_2\,, \qquad (3.56)$$



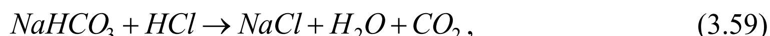
$$Na_2CO_3 + SO_2 \rightarrow Na_2SO_3 + CO_2\,, \qquad (3.57)$$



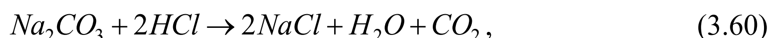
$$Na_2SO_3 + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow Na_2SO_4\,. \qquad (3.58)$$

La temperaturi mai mici de 150 °C, $NaHCO_3$ ar putea reacţiona, rapid, cu SO_2, cu formare de sulfit de sodiu (conform reacţiei (3.55)), însă, la temperatura mai înaltă, din tubulatura de gaze şi din filtru, $NaHCO_3$ se descompune, în carbonat de sodiu (reacţia (3.56)), ce reacţionează cu poluantul, cu formare de sulfit de sodiu (reacţia (3.57)). Sulfitul de sodiu este oxidat, la sulfat de sodiu, de către oxigenul, aflat în exces în gazele de ardere (reacţia (3.58)). Cantitatea de CO_2, obţinută prin descompunerea termică a $NaHCO_3$, este foarte mică, în raport cu aceea existentă, deja, în gazele de ardere.

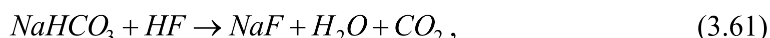
Dacă absorbantul este un compus sodic, nu apar reacţii secundare, nedorite, aşa cum sunt acelea de carbonare a compuşilor calcici, singurele reacţii secundare fiind acelea de neutralizare a gazelor acide, cu efecte favorabile asupra vitezei de corodare a elementelor instalaţiei. Reacţiile secundare sunt de forma:



$$NaHCO_3 + HCl \rightarrow NaCl + H_2O + CO_2\,, \qquad (3.59)$$



$$Na_2CO_3 + 2HCl \rightarrow 2NaCl + H_2O + CO_2\,, \qquad (3.60)$$



$$NaHCO_3 + HF \rightarrow NaF + H_2O + CO_2\,, \qquad (3.61)$$

viteza foarte mare de reacţie cu acizii, în raport cu viteza de reacţie cu SO_2, asigurând eliminarea, aproape completă, a acestora.

Oxizii de azot sunt reţinuţi prin tehnica reducerii catalitice selective. Agentul reducător este NH_3, injectat în amonte de anvelopa filtrului, iar catalizatorul, realizat sub forma unor elemente cilindrice, este dispus în interiorul elementelor filtrante [3.73]. Reţinerea SO_2, înainte de tratarea gazelor în componenta de tip **SCR**, face să scadă, mult, potenţialul de formare a sulfatului de amoniu. În acest fel, poate să crească temperatura de lucru a componentei **SCR** şi, implicit, eficienţa acesteia, simultan cu răcirea mai accentuată a gazelor de ardere, la nivelul preîncălzitorului de aer. Astfel, poate fi recuperată o cantitate mai mare din căldura gazelor de ardere, obţinându-se o creştere a randamentul global al cazanului.

În acelaşi timp, reducerea cantităţii de SO_2, din gazele tratate de componenta **SCR**, face să scadă viteza de otrăvire şi de erodare a catalizatorului, fără a mi fi impuse condiţii restrictive, cu privire la viteza de conversie a SO_2, în SO_3, la suprafaţa straturilor catalitice. Astfel, componenta **SCR** poate funcţiona la temperaturi mai mari de 370 °C, cu catalizator din zeolit, mai ieftin decât catalizatorii realizaţi din V_2O_5, pe suport de TiO_2 (§ 3.2.2.1.❹) şi în condiţiile unei pierderi tehnologice de NH_3 ce se încadrează în limite acceptabile, pe deplin.

Particulele sunt reţinute, cu mare eficienţă (99 ÷ 99,9 %), pe suprafaţa exterioară a elementelor filtrante, realizate din ţesături din fibre ceramice sau de sticlă, sub formă

de elemente cilindrice, dispuse pe un schelet metalic. Curățarea periodică se realizează prin insuflarea de jeturi impulsionale de aer (§ 4.3.3).

Un asemenea sistem, care poate funcționa la temperaturi mai mari de 440 °C, asigură reducerea emisiei de SO_2, cu până la 80 %, pentru un raport molar Ca/S = 1,8, în condițiile utilizării a 40 ÷ 45 % din cantitatea de calciu introdusă în sistem. Față de sistemele secundare uscate, caracterizate printr-o eficiență de 60 % şi un grad de utilizare a calciului de numai 30 %, creşterea gradului de desulfurare şi de utilizare a aditivului este semnificativă. Această creştere se explică prin asigurarea unui contact foarte intim între poluant şi absorbant, simultan cu creşterea duratei de rezidență a poluantului, în zona destinată tratării sale.

Dacă absorbantul este un compus sodic, atunci se atinge un grad de desulfurare de 90 %, în condițiile utilizării a 85 % din substanța de bază a agentului absorbant.

Parametrii care influențează eficiența desulfurării sunt [3.72]:

- ✓ cantitatea de absorbant,
- ✓ temperatura de lucru,
- ✓ durata de rezidență a poluantului, în zona de tratare,
- ✓ modul de preparare a aditivului,
- ✓ viteza de injectare a substanței neutralizante,
- ✓ concentrația inițială de SO_2,
- ✓ regimul de funcționare al sacilor filtranți (retenție sau curățare).

Dacă substanța absorbantă este $Ca(OH)_2$, la creşterea raportului molar Ca/S, de la 1 la 1,8 ÷ 2, creşte gradul de desulfurare, de la 60 % la 80 ÷ 85 %. La creşterea suplimentară a cantității de absorbant, nu se mai înregistrează o creştere, semnificativă, a gradului de desulfurare. Astfel, la un raport molar Ca/S = 3, gradul de desulfurare este de 95 %, în condițiile în care creşte foarte mult cantitatea de agent reducător nereacționat.

În cazul compuşilor sodici, la un raport molar Na/S = 1, gradul de desulfurare este de 84 %. Datorită prețului ridicat al absorbanților sodici, nu se justifică cantități de absorbant care să depăşească raportul molar Na/S = 1,2, deoarece creşte mult cantitatea de absorbant nereacționat (peste 15 %). Dacă se reduce cantitatea de agent absorbant, până la Na/S = 0,5, gradul de desulfurare scade, până la 52 %, însă, în condițiile utilizării complete a absorbantului.

Dacă absorbantul calcic este injectat într-o zonă a tubulaturii de gaze de ardere în care temperatura este de peste 550 ÷ 650 °C, gradul de desulfurare descreşte, datorită sinterizării particulelor de $Ca(OH)_2$. Temperatura optimă desulfurării cu compus calcic este de 430 ÷ 460 °C, deci, eficiența desulfurării este maximă în anvelopa filtrului şi nu în tubulatura de gaze de ardere.

În cazul absorbantului sodic, la descreşterea temperaturii se observă o creştere a gradului de desulfurare, explicația acestui comportament putând fi dată prin creşterea ponderii reacțiilor de forma (3.55). La un raport molar Na/S = 2, gradul de desulfurare este mai mare de 96 %, la temperatura de 220 °C, şi scade, până la 85 ÷ 90 %, atunci

când temperatura creşte, până la 460 ^{o}C. Chiar dacă desulfurarea cu compus sodic este mai eficientă la temperaturi mai mici, funcţionarea celorlalte componente ale sistemului integrat nu permite reducerea temperaturii, reducerea gradului de desulfurare trebuind să fie compensată printr-o cantitate mai mare de agent absorbant sodic.

La creşterea duratei de rezidenţă, creşte gradul de desulfurare, însă, pentru durate de rezidenţă mai mari de 2 ÷ 4 secunde, nu se mai înregistrează o creştere, semnificativă, a acestuia. Se poate concluziona, şi în acest fel, că desulfurarea are loc mai ales în anvelopa filtrului şi mai puţin în canalele de gaze de ardere. Rezultă, deci, că punctul optim de injectare a agentului absorbant este situat în apropierea racordului tubulaturii de gaze de ardere al anvelopei filtrului.

În ceea ce priveşte prepararea aditivului, la creşterea fineţii, porozităţii şi gradului de hidratare, se observă creşterea gradului de desulfurare. Aditivarea absorbantului calcic poate conduce, de asemenea, la o oarecare creştere a eficienţei desulfurării.

Viteza cu care se injectează absorbantul, dependentă de diametrul duzelor şi de presiunea din injectoare, nu influenţează, semnificativ, gradul de desulfurare. Aceasta poate fi explicată prin faptul că reacţiile de desulfurare se desfăşoară, în principal, în anvelopa filtrului.

Deoarece, în cazul utilizării compuşilor calcici, gradul de desulfurare este limitat de depunerea $CaSO_3$ şi a $CaSO_4$, pe suprafaţa particulelor de agent absorbant, este de aşteptat să aibă o influenţă semnificativă concentraţia iniţială a SO_2. Cu toate acestea, pentru acele concentraţii ale SO_2, frecvent întâlnite în cazul arderii combustibililor fosili, nu se observă o influenţă semnificativă asupra gradului de desulfurare.

Eficienţa desulfurării este maximă atunci când pe elementele filtrante este depus un strat mai gros de particule, caz în care, poluantul are acces la o cantitate mai mare de agent absorbant. În regimul de curăţare a elementelor filtrante, se observă reducerea gradului de desulfurare. Astfel, într-un ciclu complet de curăţare, gradul de desulfurare se modifică cu aproximativ 5 %.

Emisia de NO_x este redusă cu 90 %, pierderea tehnologică de NH_3 fiind mai mică de 5 ppm. Din acest punct de vedere, sistemul se comportă ca şi un sistem **SCR** clasic. Diferenţele, faţă de sistemul clasic, constau în:

- ✓ funcţionarea la un nivel mai ridicat de temperaturi (370 ÷ 480 ^{o}C),
- ✓ utilizarea catalizatorului din zeolit (unul dintre producătorii acestui tip de catalizator este Norton Chemical Process Product Company).

Factorii care influenţează gradul de denitrurare sunt [3.72, 3.73]:

- ✓ temperatura,
- ✓ cantitatea de agent reducător,
- ✓ sarcina cazanului,
- ✓ conţinutul de O_2 şi de SO_2 al gazelor de ardere,
- ✓ regimul în care se află elementele filtrante (retenţie sau curăţare).

Dacă sistemul este echipat cu catalizator din zeolit, poros, eficienţa denitrurării nu se modifică, atunci când temperatura ia valori cuprinse între 370 ÷ 470 ^oC.

Cantitatea de agent reducător, exprimată prin raportul molar NH_3/NO_x, are cea mai mare influenţă asupra gradului de denitrurare. Astfel, acesta creşte de la 50 %, la 95 %, atunci când NH_3/NO_x creşte de la 0,5, la 1 (în condiţiile în care temperatura de lucru se situează în domeniul 420 ÷ 460 ^oC). Variaţia este, practic, lineară, până la un raport molar NH_3/NO_x = 0,85 (la care corespunde un grad de denitrurare de 85 %).

În cazul sistemului integrat, nu se observă o modificare, semnificativă, a gradului de denitrurare funcţie sarcina cazanului. Se înregistrează, totuşi, o uşoară creştere a gradului de denitrurare, atunci când cazanul funcţionează la sarcină redusă.

În domeniul uzual de concentraţii ale oxigenului din gazele de ardere (4 ÷ 7 %), concentraţia oxigenului molecular nu influenţează gradul de denitrurare.

La creşterea concentraţiei de SO_2, se înregistrează o uşoară descreştere a gradului de denitrurare. Astfel, la triplarea cantităţii de SO_2, eficienţa denitrurării scade cu numai 7 %.

Pe durata insuflării jeturilor de aer de curăţare, gradul de denitrurare scade, puţin, fapt explicabil prin creşterea vitezei gazului, prin elementele filtrante, şi prin eliminarea acţiunii benefice a cenuşii zburătoare, care conţine o serie de elemente active, ce facilitează denitrurarea.

Eficienţa colectării particulelor este influenţată, în mai mare măsură, de regimul temporar al elementelor filtrante şi de durata ciclului de curăţare (§ 4.3.3), decât este influenţată eficienţa denitrurării şi desulfurării. În multe aplicaţii industriale, durata ciclului de curăţare a sacilor este cuprinsă între 40 minute şi o oră.

Costul de investiţie, al unui asemenea sistem integrat, este de aproximativ 250 USD/kW, pentru o durată de viaţă a sistemului de 15 ani, la un grad de desulfurare de 85 % şi un grad de denitrurare de 90 %.

Cheltuielile de capital sunt mult mai mici decât în cazul utilizării distincte a celor trei tehnologii de epurare (desulfurare secundară uscată + **SCR** + electrofiltru). Sistemul integrat nu mai este la fel de avantajos, din punct de vedere economic, atunci când este necesar să se obţină grade de desulfurare mai mari de 85 % [3.72, 3.73].

Bibliografie

3.1. AKIRA M., SHIMIZU K., MATSUOKA T., FURUTA S., *Reactive Absorption of NO_x using WET Discharge Plasma Reactor,* IEEE Transactions on Industry Applications, 1995, Vol.1, No.6.

3.2. ALBANESE V.M., BOYLE J.M., FERRIGAN J.J., SPKOYNY F.E., *Hybrid System for Pos-Combustion NO_x Reduction SNCR and Air Heater SCR*, FETC Publications, Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.

3.3. ARAI M., *Flue Gas Recirculation for Low NO_x Combustion System*, Proceedings of 2000 International Joint Power Generation Conference, Florida, 2000.
3.4. BADEA A., LĂZĂROIU G., APOSTOL T., DINCĂ C., *Reducerea emisiei de NO_x în unităţile de producere a energiei electrice, prin utilizarea catalizatorilor*, Producerea, transportul şi distribuţia energiei electrice şi termice, martie 2002.
3.5. BATTLESON D.M., BABKO-MALYI S., *Novel Russian Technologies for Offgas NO_x Reduction,* FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
3.6. BICOCCHI S., *Les polluantes et les techniques d'épuration des fumées*, Lavoisier, TECHNIQUE & DOCUMENTATION, 1998.
3.7. BLANCHARD J.M., POPESCU M., CARRE J., *Analyse et traitement des rejets atmospheriques industriels,* INSA Lyon, Département de Génie Energétique, UTC Bucureşti, Faculté d'In-stallations, 1996-1997.
3.8. BLAND V.V, GAURCO P.J., ELDREDGE T.V., *Observations for NO_2 Formation in Two Large Natural gas Fired Boilers,* Proceedings of 2000 International Joint Power Generation Conference, Florida, 2000, IJPGC2000-15103.
3.9. CAMPARATO J.R., *NO_x Colntrol Technologies: Focus SNCR*, Western Coal Council, Burning PRB Coal Seminar, Birmingham, Alabama, April 2000.
3.10. CAMPARO J.R., BOYLE J.M., MICHELS W.M., *CFD Modeling of Urea-Based SNCR and Hybrid Performance on large Unity Boilers,* FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
3.11. CIARLANTE V., ZOCCOLA M.A., *Application of Urea SNCR on a tangentially Fired 84 MWe Pulverized Coal Boiler*, FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
3.12. COHEN M.B., *Update on SCR Operation at The Birchwood power facility,* FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
3.13. DARGUZAS J.N., PENROSE J.C., LITKA A.F., CHEN Z.Y., *A Flue Gas Cleanup Technology of Next Generation – Copper Oxide Process*, NETL Publications, 1999 Conference Proceedings Thirteenth U.S. - Korea Joint Workshop on Energy and Environment, September, 1999.
3.14. DINELLI G., CIVITANO L., REA M., *Industrial Experiments on Pulse Corona Simultaneous Removal of NO_x and SO_2 from Flue Gas,* IEEE Transactions on Industry Applications, 1990, Vol.26, No.3.
3.15. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.
3.16. DURSO A.R, *Combustion Tempering in Conjunction With SNCR Reduces NO_x Emissions Nearly 60 % On a natural Gas Fired Cyclone Boiler,* ICAC Forum 2000, Rosslyn, March, 2000, RJM Corporation.
3.17. ELSTON J., FRANKLIN H.N., *SCR Retrofit Boiler Impact Checklist,* Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers .
3.18. ENEVOLDSEN S.S., *Experience and process Options with Topsoe's SCR DeNO_x Systems,* FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
3.19. FAVALE A.C., GRETTA W.J., HINTON W.S., COOPER J.A., *Critical Design Issues for Selective Catalytic Reduction for AES Cayuga, LLC,* Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers.
3.20. FRANKLIN H.N., *Effect of Fuels and Furnace Design on Selective Catalytic Reduction Systems,* FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.

3.21. GARCIA-MALLOL J.A., SIMMERMAN R.N., EBERLE J.S., *Advanced FW Arch Firing : NO_x Reduction in Central Power Station,* Proceedings of Pittsburgh Coal Conference, Pennsylvania, September, 2002.
3.22. GHIA V.V., *Depoluarea arderii aplicând tehnici primare moderne,* Sesiunea ştiinţifică "50 de ani de învăţământ energetic în Universitatea POLITEHNICA Bucureşti", Bucureşti, noiembrie, 2000, Vol.II-Ingineria mediului.
3.23. HAYDEN J., STEITZ T., *Advanced Over Fire Air Retrofit for Summer Ozone Compliance*, Foster Wheeler Review, Winter 2001.
3.24. HEATON T.H., *$^{15}N/^{14}N$ Ratios of NO_x from Vehicle Engines and Coal-Fired power stations,* Tellus, 42B, 1990.
3.25. HELFRICH D.J., *Plasma technologies Applied to Air Pollution Control,* Workshop on Applications of Electrostatic for Control of gas Phase Air Pollutants, The Univ. of Cincinnati, Ohio, August, 1997.
3.26. HERNQUIST R.W., *NO_x SCR Design for High Efficiency at High Concentration, Dust and SO_x Loading,* FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
3.27. HERNQUIST R.W., *Update: Performance of NO_x SCR Design for High Efficiency at High Concentration, Dust and SO_x Loading,* FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
3.28. HINTON W.S., MAXWELL J.D., HEALY E.C., HARDMAN R.R, BALDWIN A.R., *Demonstration of SCR Technology for The Control of NO_x Emissions from High-Sulfur Coal-Fired Utility Boilers,* FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
3.29. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenergetica şi mediul*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1996.
3.30. ISTRATE M., GUŞĂ M., *Impactul producerii, transportului şi distribuţiei energiei electrice asupra mediului*, Editura AGIR, Bucureşti, 2000.
3.31. JANTZEN T.M., ZAMMIT K.D., *Hybrid Postcombustion NO_x Control,* FETC Publications, Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
3.32. JIANGHE Z., CHUANKAI X., YUSEN B., *The Effect of Fineness on NO_x Emissions for Pulverized Coal Combustion,* FETC Publications - Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
3.33. KIGA T., WATANABE S., YOSHIKAWA K., ASANO K., *Evaluation of NO_x Formation in Pulverized Coal Firing by Use of nitrogen Isotope ratios*, Proceedings of 2000 International Joint Power Generation Conference, Florida, 2000, IJPGC2000-15024.
3.34. KOSHLAND C.P., *Combustion, Emissions and The Next Generation of Power Plants,* Energy Toolkit VI, Lecture 11, http://ist-socrates.berkeley.edu.
3.35. LAUX S., COLE R., McCREA B., NILSEN W., *Low NO_x Retrofit of Two 1300 MW Coal fired Boilers,* Foster Wheeler Review, Winter 2001.
3.36. LAUX S., TILLMAN D., SELTZER A., *Design Issues for Co-firing Biomass in Wall-Fired Low NO_x Burners,* Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers.
3.37. MACK S.S., PATCHETT J.A, *SCR Catalyst Management Strategies to Reduce Operating Expenses,* FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
3.38. MASATAKA A., *Flue Gas recirculation for Low NO_x Combustion Systems*, Proceedings of 2000 International Joint Power Generation Conference, Florida, 2000, IJPGC2000-15073.
3.39. MASUDA S., HIDEYUKI N., *Control of NO_x by Positive and Negative Pulsed Corona Discharges,* IEEE Transactions on Industry Applications, 1990, Vol.26, No.2.
3.40. MASUDA S., HOSOKANA S., SAKAKIBARA K., *Destruction of Gaseous pollutants By Surface-Induced Plasma Chemical Process (SPCS),* IEEE Transactions on Industry Applications, 1993, Vol.29, No.4.

3.41. McCARTHY K., LAUX S., GRUSHA J., *Advanced Furnace Air Staging and Burner Modificationas for Ultra-Low NO_x Firing Systems*, Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers.
3.42. McCARTHY K., LAUX S., GRUSHA J., ROSIN T., *Improved Low NO_x Firing System for Pulverized Coal Combustion,* Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers .
3.43. McCARTHY K., WOLDEHANNA S., GRUSHA J., HEINZ G., *Long Term Results from The First US Low NO_x Conversion of Tangential Lignite Fired Unit,* Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications.
3.44. NISCHT W., WOOLDRIGE B., HINES J., ROBINSON K., *Update of Selective Catalytic Reduction Retrofit on a 675 MW Boiler at AES Somerset*, Proceedings of ASME International Joint Power Generation Conference, July, 2000, Miami, Florida, U.S.A.
3.45. PĂNOIU N., MIHĂESCU L., PRISECARU T., PRISECARU M., *Recircularea externă a gazelor de ardere–factor important în reducerea primară a oxizilor de azot (cu aplicaţie la combustibilii lichizi)*, Energetica, 4, A, 1993.
3.46. PĂSCULETE E., ANGHELIDIS G., COMŞA C., *Tehnologii moderne pentru îndepărtarea NO_x din gazele de ardere ale centralelor care folosesc combustibili solizi*, Energetica, 4, A, 1994.
3.47. PĂSCULETE E., COSMA C., *Reducerea emisiilor poluante în centralele termoelectrice pe combustibili fosili prin îndepărtarea oxizilor de azot din gazele de ardere prin procedee catalitice*, III-7, Sesiunea de comunicări ştiinţifice "Tehnologii eficiente şi curate în industria energiei electrice", Bucureşti, mai 1995.
3.48. PRITCHARD S., DiFRANCESCO C., KANEKO S, KOBAYASHI N., SUYAMA K., *Optimizing SCR Catalyst Design and performance for Coal-Fired Boilers,* Presented at EPA/EPRI 1995 Joint Symposium Stationary Combustion NO_x Control, May, 1995.
3.49. ROMERO C.E., CIARLANTE V., *Sensitivity of SNCR Process to Furnace Process Variables,* FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
3.50. SHELTON H., *Comparison of NO_x Reduction Technologies for Industrial Applications,* FETC Publications - Proceedings of 1997 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, Pittsburg, Pennsylvania, May, 1997.
3.51. STEITZ T., GRUSAH J., COLE R., *Wall Fired Low NO_x Burner Evolution for Global NO_x Compliance*, The 23rd International Technical Conference on Coal & Fuel Systems, Florida, USA, 1998.
3.52. STEPANIK T.M., SAUNDERS C.B., LOPATA V.J., BARNARD J.W., EWING D.E., *Electron Beam Technology: Turning The Corner Towards Sustainable Industrial Applications,* World Wise '99 – Conference on Sustainable Infrastructure: Emerging Technologies for the New Millennium, Winnipeg, Manitoba, Canada, December, 1999.
3.53. TSENG C.H., KEENER T.C, KHANG S.J., *Nitrogen Oxides Removal by Pulsed Corona Enhanced Wet Electrostatic Precipitation,* Developments in Chemical Engineering and Mineral Processing, Vol. 8, No. 5/6, 2000.
3.54. TSIOU C., LIN H., LAUX S., GRUSHA J., *Operating Results from Foster Wheeler's New Vortex Series Low NO_x Burners*, Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com/publications/tech_papers.
3.55. ŢUŢUIANU O., *Conservarea energiei şi protecţia mediului înconjurător*, Energetica, 3, A, 1991.
3.56. UNGUREANU C., IONEL I., OPRIŞA P.D., *Tehnologii moderne pentru frânarea formării de NO_x în procesele de ardere din focarele cazanelor de abur*, Energetica, 10-12, 1990.
3.57. URBAS J., BOYLE J.M., *Design and optimization of SNCR/SCR Hybrid on a Group 1 Boiler in The Ozone Transport Region,* FETC Publications, Proceedings of 1998 Conference on Selective Catalytic and Non-catalytic Reduction for NO_x Control, U.S. Department of Energy, Federal Energy Technology Center, May, 1998.
3.58. WARK K., WARNER C.F., *Air pollution–Its origin and control*-Second Edition, Harper Collins Publishers, 1981.

3.59. WEBSTER T., *Burner Technology for Single Digit NO_x Emissions in Boiler Applications*, Proceedings of CIBO NO_x Control XIV Conference, San Diego, California, March, 2001.
3.60. YUAN JI PEI, GE LI, XIANG QI WANG, and others, *A low Cost and High Efficient Facility for Removal of SO_2 and NO_x in The Flue Gas from Coal Fire Power Plant,* Proceedings of The 2001 Particle Accelerator Conference, Chicago, U.S.A.
3.61. ZAMINSKY M.V., MALY M.P., HO L., SHELDON M.S., *Second Generation Advanced Reburning for High Efficiency NO_x Control,* Final Report on Dept. of Energy to contract No. DE-AC22-95PC95251, Energy and Environmental Research Corporation, California, USA, 1997.
3.62. ***, *A study of Toxic Emissions from a Coal-Fired Power Plant Utilizing the SNOX™ Innovative Clean Coal Technology Demostration*, Report No. DOE/PC/93251-T3-Vol.1, Battle Columbus Operations, July 1994.
3.63. ***, *Control of Nitrogen Oxide Emissions*: *Selective catalytic Reduction (SCR)*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 9, July, 1997.
3.64. ***, *Evaluation of gas Reburning and Low-NO_x Burners on a Wall-Fired Boiler – A DOE Assessment,* U.S. Department of Energy, National Energy Technology laboratory, NETL publications 2001/1143, February, 2001.
3.65. ***, *Fuel Tech - Technical Papers*, http://www.fueltechnv.com.
3.66. ***, *Installation of the Ecotube-System at Flintrannans District Heating Plant, Sweden,* http://www.ecomb.se.
3.67. ***, *NO_x Reduction from Fired Heaters and Boilers*, Foster Wheeler Technical Papers, http://www.fwc.com.
3.68. ***, *Procédé de réduction des oxides d'azote*, Von Roll Inova Technical Papers, http://www.von-roll.ch/inova.
3.69. ***, *Reburning Technologies for Control of Nitrogen Oxides Emissions from Coal-Fired Boilers,* Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 14, May, 1999.
3.70. ***, *Reducing Emissions of Nitrogen Oxides via Low-NO_x Burner Technology*, Clean Coal Technology – U.S. Department of Energy, Topical Report No. 5, September, 1996.
3.71. ***, *Reduction of NO_x and SO_2 Using gas Reburning, Sorbent Injection, and Integrated Technologies*, Clean Coal Technology, Topical Report No. 3, September, 1993.
3.72. ***, *SO_x-NO_x-Rox Box™ Flue Gas Cleanup Demonstration*, U.S Department of Energy, NETL Report 2001/1135, December 2000.
3.73. ***, Technologies for The Combined Control of Sulfur Dioxide and Nitrogen Oxide Emissions from Coal-Fired Boilers, Clean Coal Technology, Topical Report No. 13, May, 1999.

CAPITOLUL 4

CONTROLUL POLUĂRII CU PARTICULE AEROPURTATE

4.1. Introducere

Substanțele aeropurtate, rezultate în urma manifestării unor fenomene naturale, dar şi a activităților umane, reprezintă unul dintre poluanții importanți ai atmosferei. În plus, substanțele aeropurtate devin poluanți importanți ai celorlalți factori de mediu, datorită depunerii lor pe arii extinse. Astfel, dintr-un total mediu de 32.000.000 t/an de substanțe poluante, generate de activitățile antropice, aflate în suspensie în aerul atmosferic, 900.000 tone sunt generate de motoarele cu ardere internă, 4.100.000 tone de producerea energiei electrice, prin arderea combustibililor fosili, 17.000.000 tone de diversele procese tehnologice industriale, 6.900.000 tone de arderea combustibililor în generatoare industriale de abur şi 3.000.000 de amenajările pentru depozitarea deşeurilor urbane şi industriale. La ceste surse de poluare, se adaugă şi activitățile agricole, cele din construcții, dar şi transporturile auto.

Fenomenele naturale precum eroziunea, dezertificarea, deplasarea polenului şi a semințelor diverselor plante, unele dintre ele inițiate şi accelerate de activitățile umane, reprezintă, de asemenea, surse importante de poluare a atmosferei, cu substanțe aeropurtate.

Poluanții, aflați în suspensie în aerul atmosferic sau în gazele rezultate din diverse procese tehnologice, sunt amestecuri ce pot varia în game foarte largi, atât în ceea ce priveşte dimensiunile particulelor, cât şi proprietățile fizice şi chimice ale acestora. Complexitatea substanțelor aeropurtate rezultă şi din adsorbția sau absorbția de sulfați, nitrați şi hidrocarburi, la nivelul particulelor de silicați sau carbonați, procese care pot fi facilitate de prezența vaporilor de apă.

În general, substanțele aeropurtate, rezultate din procesele industriale, sunt de următoarele tipuri:

- ✓ cenuşă zburătoare, ca amestec de oxizi de siliciu, aluminiu şi fier (SiO_2, Al_2O, Fe_2O_3) şi particule de carbon nears; acest tip de poluant rezultă din procesele tehnologice de ardere a combustibililor, în scopuri energetice;

- ✓ oxizi de fier (în principal Fe_2O_3), rezultați la furnalele din industria metalurgică;
- ✓ oxizi de calciu şi de siliciu, rezultați din industria de fabricare a cimentului;
- ✓ sulfat de sodiu, rezultat din industria de celuloză şi hârtie;
- ✓ particule de uleiuri, de solvenți şi de coloranți, rezultate din industriile constructoare de maşini şi din industria textilă.

În tabelul 4.1 este dată o prezentare sumară a proceselor industriale generatoare de substanțe poluante aeropurtate, precum şi a mijloacelor de depoluare aplicabile fiecărei categorii de poluanți.

Tabelul 4.1. Procese industriale generatoare de poluanți aeropurtați şi mijloace de control a acestora

Procesul tehnologic	Sursa de emisie	Substanțele emise	Metode şi echipamente de control a poluării
Turnătorii de fier şi oțel	furnale, cuptoare pentru topirea oțelului, maşini de sinterizat	oxizi de fier, praf, fum	cicloane, filtre cu saci, electrofiltre, colectoare umede
Turnătorii de fontă	instalațiile de formare, scuturare şi turnare	oxizi de fier, fum, particule de metal şi de ulei	scrubere, colectoare centrifugale uscate
Metalurgia neferoasă	furnale	fum, particule de metal de ulei şi de vaselină	electrofiltre, filtre cu saci
Rafinarea petrolului	instalații de cataliză, incineratoare de nămol tehnologic	praf de catalizator, cenuşă din nămolul tehnologic	cicloane, electrofiltre, scrubere, filtre cu saci
Fabricarea cimentului	cuptoare, concasoare, transportoare	produşi bazici, praf de proces	filtre cu saci, electrofiltre, colectoare mecanice
Fabricarea celulozei şi hârtiei	cuptoarele de recuperare, cuptoarele de var	prafuri de diverse substanțe chimice	electrofiltre, scrubere Venturi
Fabricarea acizilor fosforic şi sulfuric	procesele termice, chimice şi de măcinare a rocilor acidifiate	ceață acidă, praf	electrofiltre, instalații de reținere a ceței
Fabricarea cocsului	cuptoare, manipularea materialelor de calmare	praf de cărbune şi de cocs, gudroane	proiectarea corespunzătoare a instalațiilor, operare şi mentenanță atente
Fabricarea sticlei şi a fibrelor de sticlă	cuptoare, instalații de turnare, conservare şi transport	ceață acidă, oxizi alcalini, praf, aerosoli	filtre cu saci

Factorii de emisie a substanțelor în suspensie, specifici diferitelor procese tehnologice, sunt dați în tabelul 4.2 [4.34].

Din punctul de vedere al poluării atmosferei cu substanțe aeropurtate, se operează, frecvent, cu termeni, precum, praf, fum şi ceață sau cu termeni generici: aerosol, suspensoid şi dispersoid. Evident, este necesar să se utilizeze un termen descriptiv, convenabil ales.

Termenul de aerosol este derivat din termenul hidrosol, utilizat pentru denumi-

rea suspensiilor coloidale, cu toate că analogia este restrânsă, datorită faptului că aerosolii nu au caracteristica de stabilitate a hidrosolilor. Pentru o mai bună analogie, termenul de aerosol poate fi folosit acolo unde suspensiile au un grad de stabilitate apreciabil, fapt care limitează dimensiunile particulelor la mai puţin de 1 μm.

Tabelul 4.2. Factori de emisie specifici diverselor surse de poluare

Sursa de poluare	Factorul de emisie
Combustia gazelor naturale	
Centrale electrice	240 kg/milion m^3 gaz utilizat
Generatoare industriale de abur	290 kg/milion m^3 gaz utilizat
Instalaţii casnice şi comerciale	305 kg/milion m^3 gaz utilizat
Combustia distilatelor din petrol	
Instalaţii industriale şi comerciale	1,8 kg/1000 l combustibil ars
Instalaţii casnice	0,96 kg/1000 l combustibil ars
Combustia păcurii	
Centrale electrice	1,2 kg/m^3 combustibil ars
Instalaţii industriale şi comerciale	2,8 kg/m^3 combustibil ars
Arderea cărbunelui	
Cazane de tip ciclon	0,9 kg/tonă cărbune ars
Alte instalaţii de ardere a cărbunelui pulverizat	7,7 kg/tonă cărbune ars
Focare cu încărcare mecanică	5,9 kg/tonă cărbune ars
Incineratoare	
multi-cameră, pentru reziduuri urbane	7,7 kg/tonă deşeuri arse
cu alimentare continuă	12,7 kg/tonă deşeuri arse
casnice, cu suport de gaz	6,8 kg/tonă deşeuri arse
arderea deschisă a deşeurilor	7,3 kg/tonă deşeuri arse
Motoarele vehiculelor	
motoare cu benzină	1,4 kg/ 1000 l benzină
motoare Diesel	13,2 kg/ 1000 l motorină
Fabricarea cimentului	108 kg/m^3 ciment produs
Fabricarea celulozei şi hârtiei	
Cuptoare de var tehnologic	42,6 kg/tonă pastă de hârtie produsă
Instalaţii de recuperare a deşeurilor de hârtie	68,1 kg/tonă pastă de hârtie produsă
Metalurgie	
Furnale	0,7 ÷ 9 kg/tonă oţel produs
Cuptoare cu arc electric	6,8 kg/tonă metal topit
Fabricarea acidului sulfuric	0,14 ÷ 3,4 kg ceaţă acidă/tonă acid

Termenul de dispersoid are avantajul că este un termen generic, fiind descriptiv şi cuprinzând un tip mai general de dispersiune, decât termenul aerosol.

Dispersiile de particule, în gaze, sunt dificil de clasificat pe criteriul proprietăţilor lor fundamentale. În general, proprietăţile, luate în considerare, se referă la mărimea particulelor şi la viteza lor de sedimentare. Particulele mai mari de 100 μm pot fi excluse din categoria dispersiei, deoarece se sedimentează prea repede. Pe de altă parte, par-

ticulele mai mici de l μm se sedimentează foarte încet, astfel încât pot fi considerate ca şi suspensii permanente.

Utilizarea termenilor descriptivi clasici, precum fum, praf şi ceaţă, pare să fie metoda de clasificare cea mai convenabilă, deoarece se bazează pe modul de formare al dispersoizilor. Rezultă, astfel, următoarele categorii:

- ✓ *Praful* este format prin pulverizarea sau dezintegrarea mecanică a materialului solid, în particule mici, prin procese cum sunt: măcinarea, concasarea, explozia etc. Mărimea particulelor de praf variază între l μm şi 100 ÷ 200 μm. Desigur, există şi particule cu dimensiuni mai mari, însă, acestea rămân, în suspensie, un timp scurt, astfel încât nu intră în categoria substanţelor aeropurtate. Particulele de praf au, în general, formă neregulată. Exemple uzuale de praf sunt: cenuşa zburătoare, praful de rocă, făina etc. Nisipul este prea grosier pentru a intra în această categorie. Prafurile sunt foarte heterogene, atât ca mărime, cât şi ca structură.
- ✓ *Fumul* provine din arderea unor substanţe organice (lemn, deşeuri de cauciuc, combustibili lichizi) şi implică un anumit grad de opacitate. Fumul include mai mulţi dispersoizi, care nu pot fi clasificaţi ca fiind prafuri sau ceţuri (unele suspensii formate prin reacţii chimice, fotochimice, prin condensare, volatilizare şi prin pulverizare electrică). Exemple, în acest sens, sunt: transformarea fotoelectrică a SO_2, în SO_3, oxidarea magneziului, în cuptoare cu arc, şi condensarea acidului stearic. Particulele de fum sunt foarte fine, având dimensiuni cuprinse între 0,1 μm şi 1 μm. Acestea au formă sferică, dacă sunt de natură lichidă sau gudronoasă, şi au forme neregulate, dacă sunt din material solid (negrul de fum). Datorită dimensiunilor lor foarte mici, particulele ce compun fumul rămân în suspensie zeci de minute sau, chiar, ore şi se află într-o mişcare browniană rapidă.
- ✓ *Ceţurile* sunt formate prin condensarea vaporilor de diverse substanţe chimice, rezultând, astfel, suspensii de picături. De asemenea, ceţurile se pot forma prin atomizarea unor lichide. Mărimea particulelor din ceaţa naturală este cuprinsă între 5 μm şi 100 μm. Prin procese speciale de atomizare a lichidelor pot fi produse particule cu dimensiuni mult mai mici decât acelea ale ceţurilor naturale, ajungându-se la dimensiuni de ordinul fracţiunilor de micron. Unii dispersoizi industriali, aşa cum sunt particulele de acid sulfuric, sunt incluşi, uneori, în categoria ceţurilor, cu toate că este mai corect să fie incluşi în categoria de fum, datorită dimensiunilor mai mici de 1 μm, ale particulelor. Ceaţa atmosferică se caracterizează prin densitate optică apreciabilă, fapt ce determină reducerea vizibilităţii.
- ✓ Termenul de *smog* este derivat din combinaţia fumului cu ceaţa şi, în mod corect, se referă la amestecul natural de ceaţă şi fum (ultimul fiind un produs al activităţilor antropice). O utilizare eronată a acestei noţiuni, însă larg răspândită, în prezent, se referă la smogul urban, format, în mare măsură, prin reacţiile chimice complexe ale hidrocarburilor, aflate în atmosferă. Acest tip de smog nu este asociat, niciodată, cu ceaţa naturală, dimpotrivă, are intensitate maximă în atmosferă calmă, caldă şi uscată.

Termenii frecvent utilizaţi pentru descrierea particulelor aeropurtate sunt daţi în

tabelul 4.3 [4.34]:

Tabelul 4.3. Definirea termenilor care descriu substanţele aeropurtate

Termenul	Semnificaţia
Particule aeropurtate	Orice material, cu excepţia apei pure, aflat în stare solidă sau lichidă, în aerul atmosferic sau în fluxurile de gaz, în condiţii standard.
Aerosol	Dispersie de particule microscopice, solide sau lichide, într-un mediu gazos
Praf	Dispersie de particule solide, având dimensiuni mai mari decât cele corespunzătoare suspensiei coloidale, capabile de suspensie temporară, în aer.
Cenuşă zburătoare	Particule fin divizate de cenuşă, antrenate de fluxul de gaz; în componenţa cenuşii zburătoare pot exista şi particule fine de combustibil nears.
Ceaţă, Exalaţie	Aerosoli vizibili (condens de picături foarte fine).
Fum	Particule formate prin procese de condensare, sublimare sau prin reacţii chimice, şi care, predominant, au dimensiuni mai mici de 1 μm.
Ceaţă slabă	Dispersii de picături fine de lichid, a căror dimensiune este suficient de mare încât să determine căderea, relativ rapidă, a acestora.
Particulă	O cantitate distinctă de materie, aflată în stare solidă sau lichidă.
Fum de combustie	Mici particule antrenate de fluxul de gaze, rezultate în urma combustiei.
Funingine	Aglomerare de particule de carbon.

Arderea combustibililor fosili, în scopuri energetice, determină poluarea tuturor factorilor de mediu. Dacă poluarea apei şi a solului este, practic, la fel de semnificativă în procesul tehnologic de ardere a combustibililor, ca şi în procesele tehnologice de extracţie a acestora, poluarea atmosferei este generată, în cea mai mare măsură, de arderea combustibililor şi nu de extracţia sau prelucrarea primară a acestora. Arderea combustibililor fosili, în centralele termoelectrice, poluează atmosfera cu o serie de emisii gazoase, aşa cum sunt oxizii de carbon de sulf şi de azot şi, în mai mică măsură, cu o serie de compuşi organici volatili. În afară de aceste substanţe poluante, dacă combustibilul utilizat este cărbunele, atunci atmosfera este poluată şi cu substanţe aeropurtate. În funcţie de caracteristicile particulelor aflate în suspensie, ale instalaţiilor de evacuare a gazelor de ardere, ale reliefului şi funcţie de condiţiile meteorologice, substanţele aeropurtate, prin depunere, afectează şi ceilalţi factori de mediu.

Pulberile, aflate în suspensie în gazele de ardere, reprezintă particule solide antrenate şi conţin cenuşi volatile şi particule de combustibil nears [4.27]. Emisiile solide, din gazele de ardere, pot conţine o gamă variată de substanţe chimice: carbon nears, oxizi metalici, silicaţi, săruri, precum şi unii componenţi rezultaţi prin condensarea substanţelor din faza gazoasă [4.5, 4.33].

Pe plan mondial, producerea energiei electrice se situează pe un nedorit loc doi, în ordinea activităţilor antropice generatoare de pulberi în suspensie, situaţie perfect valabilă şi pentru România. O situaţie diferită se întâlneşte în Franţa, unde, la nivelul anilor 1990, producerea energiei electrice are o pondere de doar 7 % în totalul emisiilor de acest tip, mult mai puţin decât celelalte industrii şi decât transporturile [4.3].

Evident, această situaţie este explicabilă prin faptul că 80 % din energia, produsă în Franţa, provine din centrale nuclearoelectrice.

Forurile internaţionale limitează, sever, toate emisiile de poluanţi din energetică, existând unele diferenţe între valorile admisibile, în funcţie de caracteristicile combustibililor şi de puterile termice ale cazanelor. România şi-a aliniat legislaţia de mediu normelor comunităţii europene, astfel încât, pentru noile instalaţii sau pentru instalaţiile retehnologizate, normele de emisie cu substanţe aeropurtate sunt în perfectă concordanţă. Pentru instalaţiile vechi, normele româneşti acceptă, încă, concentraţii mai mari de pulberi în suspensie, decât pentru instalaţiile noi. Pentru comparaţie, în tabelul 4.4 sunt date valorile admisibile ale concentraţiilor maxime de pulberi, în gazele de ardere uscate, atât în normele europene, cât şi în acelea adoptate de România.

Tabelul 4.4. Concentraţiile maxime de pulberi din gazele de ardere

Tipul de combustibil	***Norme europene***		***Norme româneşti***		
			Instalaţii noi	**Instalaţii vechi**	
	Puterea termică (MW_t)	**Concentraţia maximă** (mg/Nm^3)	**Concentraţia maximă** (mg/Nm^3)	**Puterea termică** (MW_t)	**Concentraţia maximă** (mg/Nm^3)
SOLID	50 ÷ 100 100 ÷ 500 > 500	100 100 50	100	50 ÷ 500 > 500	150 100
LICHID	50 ÷ 100 100 ÷ 500 > 500	50 50 50	50	> 500	50
GAZOS	-	-	5	> 150	5

Pentru România, încadrarea centralelor vechi, în normele de emisie impuse centralelor noi, prezintă o serie de dificultăţi, în special datorită marii diversităţi a cazanelor existente, atât din punct de vedere al capacităţii acestora, care variază între 2 t/h şi 1035 t/h, cât şi din punctul de vedere al combustibililor utilizaţi.

Substanţele solide, rezultate în urma arderii cărbunilor şi a păcurii, părăsesc cazanele sub formă de zgură, captată la baza focarului, cenuşă, captată în zona economizorului şi cenuşă zburătoare. Pentru diferite tipuri de cazane, ponderea celor trei categorii de reziduuri este dată în tabelul 4.5 [4.10].

Tabelul 4.5. Repartiţia specifică a particulelor solide

Tipul cazanului	**Zgură** (%)	**Cenuşă zburătoare** (%)	**Cenuşă captată la economizor** (%)
Cazan pentru cărbune pulverizat	10 ÷ 30	70 ÷ 90	0 ÷ 10
Cazan cu ardere în strat staţionar	60 ÷ 80	20 ÷ 40	0 ÷ 5
Cazan de tip ciclon	50 ÷ 80	15 ÷ 50	0 ÷ 10
Cazan cu ardere în strat fluidizat	5 ÷ 90	10 ÷ 95	0 ÷ 5

4.2. Proprietăţile dispersoizilor

4.2.1. Proprietăţi generale

Particulele, aflate în suspensie, se caracterizează prin:

- ✓ *proprietăţi fizice*: dimensiunile particulelor, densitatea particulelor, raportul dintre suprafaţa şi volumul acestora, solubilitatea, capacitatea de adsorbţie, opacitatea suspensiei; în strânsă legătură cu dimensiunile şi densitatea particulelor, acestea se caracterizează printr-o anumită viteză de sedimentare;
- ✓ *proprietăţi chimice*: caracterizate, în principal, prin viteza de reacţie, în prezenţa agenţilor chimici (oxidarea, absorbţia, cataliza etc.);
- ✓ *proprietăţi electrice*: conductivitatea electrică a particulelor şi, implicit, rezistivitatea electrică a acestora.

Multe dintre proprietăţile fizice şi chimice depind, în mod esenţial, de suprafaţa expusă, astfel încât particulele fine prezintă, adesea, o activitate pronunţată.

Una dintre caracteristicile cele mai importante ale norilor de particule este *gradul de dispersie* (gradul de fineţe) care este exprimat, cel mai bine, prin *suprafaţa specifică.* Aceasta este definită ca fiind suprafaţa expusă, pe unitatea de masă a substanţei dispersate, unitatea de măsură convenţională fiind cm^2/g.

În tabelul 4.6 sunt date suprafeţele specifice ale unor dispersoizi, putându-se, astfel, observa că suprafeţele specifice ale particulelor sunt cuprinse în limite largi, de la 50 cm^2/g - pentru nisip, până la 1.000.000 cm^2/g - la negrul de fum, fin. Majoritatea dispersoizilor au, însă, suprafeţe specifice cuprinse în gama 1.000 ÷ 10.000 cm^2/g, valorile mici corespunzând particulelor grosiere, iar cele mari corespunzând fumului fin.

Tabelul 4.6. Suprafeţele specifice ale unor dispersoizi

Dispersoidul	Diametrul mediu (μm)	Suprafaţa specifică (cm^2/g)
Fumul de tutun	0,6	100.000
Cenuşa zburătoare fină	5,0	6.000
Cenuşa zburătoare grosieră	25,0	1.700
Praful rezultat de la cuptoarele de ciment	13,0	2.400
Praful rezultat de la furnale (după epurarea în instalaţia de desprăfuire mecanică uscată)	8,0	4.000
Negrul de fum, fin	0,03	1.100.000
Mangal activat	-	8.000.000
Nisip fin	500,0	50

O altă caracteristică, importantă, a dispersoizilor este *concentraţia de particule*, aceasta fiind exprimată prin raportul dintre masa totală a particulelor, aflate într-un vo-

lum dat de gaz. Uzual, concentrația particulelor se măsoară în μg/m^3.

Deasupra oceanelor, concentrația de praf atmosferic este, în mod obişnuit, mai mică de 1 μg/m^3, în timp ce, în zonele cu furtuni de praf violente, aceasta poate atinge valori de ordinul a 10^9 μg/m^3. Gazele industriale se caracterizează prin concentrații tipice de particule, cuprinse între 10^4 μg/m^3 şi 10^8 μg/m^3 [4.34].

Dependent de concentrația particulelor, există riscul formării a unor amestecuri explozive. Astfel, în anumite condiții, prafurile organice (precum făina, răşinile, zahărul) şi particulele de diferite metale pot exploda. Concentrația minimă, necesară pentru a obține amestecuri explozibile, în aer, variază între 9,2 g/m^3 şi 92 g/m^3. Aprinderea amestecului exploziv poate fi inițiată de descărcări electrice (aşa cum este cazul instalațiilor de electrofiltre) sau de contactul cu suprafețele supraîncălzite ale unor lagăre.

O altă caracteristică generală a suspensiilor este *instabilitatea*. Principalele cauze, care determină instabilitatea suspensiilor de particule, în gaz, sunt:

✓ sedimentarea gravitațională; viteza de sedimentare este strâns legată de dimensiunile particulelor şi de densitatea acestora. Astfel, particulele cu diametrul mai mare de 20 μm se caracterizează prin viteze semnificative de sedimentare, fiind aeropurtate doar pentru perioade scurte de timp. Vitezele de sedimentare aproximative ale unor particule, având densitatea de 1g/cm^3, sunt [4.34]:
  - 0,1 μm → 4 x 10^{-5} cm/s
  - 1 μm → 4 x 10^{-3} cm/s
  - 10 μm → 0,3 cm/s
  - 100 μm → 30 cm/s

✓ mişcarea browniană, care determină aglomerarea particulelor submicronice, coagularea acestora şi, în final, sedimentarea gravitațională;

✓ evaporarea;

✓ impactul particulelor, cu pereții instalației de epurare, şi fixarea pe aceştia (datorită vitezei fluxului de gaz, forțelor de inerție, forțelor electrostatice etc.);

✓ variațiile termice (gradienții de temperatură pe direcția de deplasare a gazelor), care determină depunerea particulelor, pe suprafețele reci;

✓ prezența câmpului electric.

4.2.2. Dimensiunile particulelor şi structura acestora

Formele particulelor, aflate în suspensie, în gaz, pot varia, în limite foarte largi, de la sferă simplă, la stele complexe şi agregate înlănțuite. Cețurile şi unele fumuri sunt compuse din picături, sferice, de lichide sau gudroane. Particulele cenuşii zburătoare, obținute la arderea cărbunelui pulverizat, sunt de formă sferică sau conosferică, însă au, de multe ori, ataşate, pe suprafață, particule satelit, mai mici. Particulele de praf sunt de formă neregulată, efect al multiplelor ruperi, ce apar la concasare şi măcinare.

Conceptul de *mărime a particulei* poate fi definit, în mod univoc, numai în cazul, special, al particulelor sferice. În cazul general, al particulelor oarecare, mărimea aces-

tora poate fi definită în mai multe moduri, pe baza *diametrelor echivalente*, care depind de diferite proprietăți geometrice sau fizice ale particulelor. Pentru particulele neregulate, de praf, se poate utiliza media dimensiunilor, de-a lungul a trei axe perpendiculare între ele, sau diametrul sferei având acelaşi volum sau aceeaşi suprafață cu particula de formă neregulată. O altă cale, poate fi utilizarea anumitor proprietăți fizice, pentru a defini diametrul echivalent, aşa cum este *viteza de sedimentare* a particulelor într-un anumit fluid. În acest din urmă caz, diametrul echivalent poate fi *diametrul Stokes* sau *diametrul aerodinamic echivalent.* Diametrul Stokes este diametrul unei sfere având aceeaşi densitate cu particule non-sferică şi care, într-un flux laminar de gaz, are aceeaşi viteză de sedimentare cu aceasta. Diametrul aerodinamic echivalent se defineşte similar, excepția constând în faptul că densitatea sferei este de 1 g/cm^3.

Un rezumat al principalelor metode de definire a diametrului echivalent este dat în tabelul 4.7.

Tabelul 4.7. Posibilități de determinare a diametrului echivalent al particulelor

Diametrul echivalent	Definiția	Relația de calcul
Diametrul longitudinal	Diametrul măsurat într-o direcție dată	$d = l$
Diametrul longitudinal mediu	Media dimensiunilor pe mai multe direcții date	$d = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} d_i$
Diametrul proiecției perimetrului	Diametrul cercului având aceeaşi circumferință ca şi proiecția particulei	$d = P / \pi$
Diametrul proiecției suprafeței	Diametrul cercului având aceeaşi suprafață ca şi proiecția particulei	$d = \sqrt{4A_p / \pi}$
Diametrul sferei suprafață	Diametrul sferei având aceeaşi suprafață ca şi particula	$d = \sqrt{A_s / \pi}$
Diametrul volumetric	Diametrul sferei având acelaşi volum ca şi particula	$d = \sqrt[3]{6V / \pi}$
Diametrul masic	Diametrul sferei având aceeaşi masă şi densitate ca şi particula	$d = \sqrt{\frac{6M}{\pi\rho_p}}$
Diametrul Stokes	Diametrul sferei având aceeaşi densitate şi viteză de sedimentare ca şi particula	$d = \sqrt{\frac{18\gamma\mu}{(\rho_p - \rho_f)\cdot g}}$
Notații: P – perimetrul (m), A_p –aria suprafeței proiectate (m^2), A_s – aria sferei proiectate (m^2), V – volumul sferei echivalente (m^3), M – masa sferei echivalente (kg), ρ_p – densitatea particulelor (kg/m^3), ρ_f – densitatea mediului bifazic (kg/m^3), μ - vâscozitatea dinamică (Ns/m^2), γ - vâscozitatea cinematică (m^2/s), g – accelerația gravitațională (m/s^2).		

În tehnicile de control a emisiilor de poluanți aeropurtați, dimensiunile particulelor influențează, în mod semnificativ, gradul de separare. Din acest motiv, în analize, este preferabilă utilizarea diametrului Stokes (aflat în strânsă legătură cu viteza de sedimentare).

Datorită strânsei dependențe dintre eficiența epurării și dimensiunile particulelor, fiecărui tip de echipament de depoluare îi este asociată o curbă teoretică a gradului de separare, funcție de diametrul particulelor. Evident, eficiența filtrării poate fi estimată dacă se cunoaște:

- ✓ distribuția masică a particulelor, funcție de dimensiunile acestora;
- ✓ eficiența colectării, în funcție de diametrul particulelor, o astfel de curbă teoretică fiind prezentată în figura 4.1.

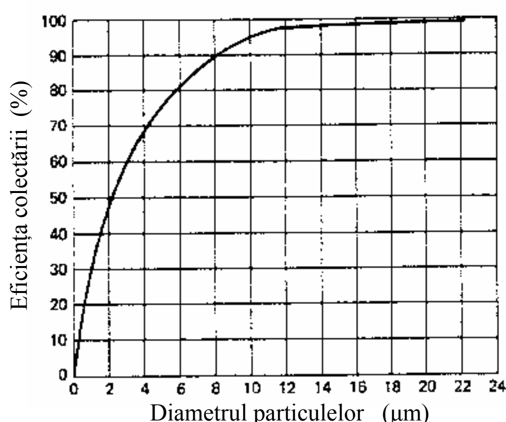


Fig. 4.1. Dependența teoretică a eficienței colectării în funcție de diametrul particulelor

Ca o caracteristică generală a instalațiilor de separare, poate fi evidențiată creșterea gradului de separare, odată cu creșterea dimensiunilor particulelor. Curbe de tipul celei trasate în figura 4.1 arată o creștere rapidă a eficienței separării, până la o anumită dimensiune a particulelor, urmată de o creștere lentă, însă apropiată de 100 %, în domeniul particulelor de dimensiuni mari. Forma acestor curbe depinde de tipul echipamentului de separare, de caracteristicile constructive (pentru un tip dat) și de condițiile de exploatare. În plus, gradul de colectare depinde de și de alte caracteristici fizice ale particulelor, așa cum sunt densitatea și forma acestora.

Analiza repartiției dimensiunilor particulelor, dintr-un dispersoid dat, nu poate fi efectuată în manieră deterministă, abordarea trebuind să fie una de tip statistic. Astfel, dacă se notează cu $N(d_p)$ distribuția cumulată a particulelor, având diametrul mai mic sau egal cu d_p, dintr-un număr total de N particule (de toate dimensiunile), rezultă o curbă tipică a distribuției cumulate, funcție de diametrul particulelor ($N(d_p)/N$), ca aceea reprezentată în figura 4.2 [4.34]. Acest tip de curbe se trasează în coordonate lineare și în unități relative (prin raportare la N), pentru cazul dat observându-se că majoritatea particulelor au diametrul echivalent mai mic de 20 μm.

Deși cunoașterea distribuțiilor de tipul ($N(d_p)/N$) este foarte importantă, în tehnica depoluării, cunoașterea distribuțiilor granulometrice, pe fracții discontinue, este, cel puțin, la fel de importantă. Evident, deoarece funcția $N(d_p)$ este o funcție continuă (chiar monoton crescătoare) intervalele de analiză (fracțiile discontinue) pot fi făcute

oricât de mici, ajungându-se, astfel, la calcul diferenţial. Relaţia de calcul a numărului de particule, ce se încadrează într-un domeniu infinit mic al dimensiunilor, este de forma

$$n(d_p) = \frac{dN(d_p)}{d(d_p)}. \tag{4.1}$$

Relaţia (4.1) dă numărul de particule, ale căror diametre se încadrează în intervalul $d_p \div d_p + d(d_p)$. Distribuţia granulometrică pe fracţii discontinue $n(d_p)/N$ este, de asemenea, reprezentată în figura 4.2.

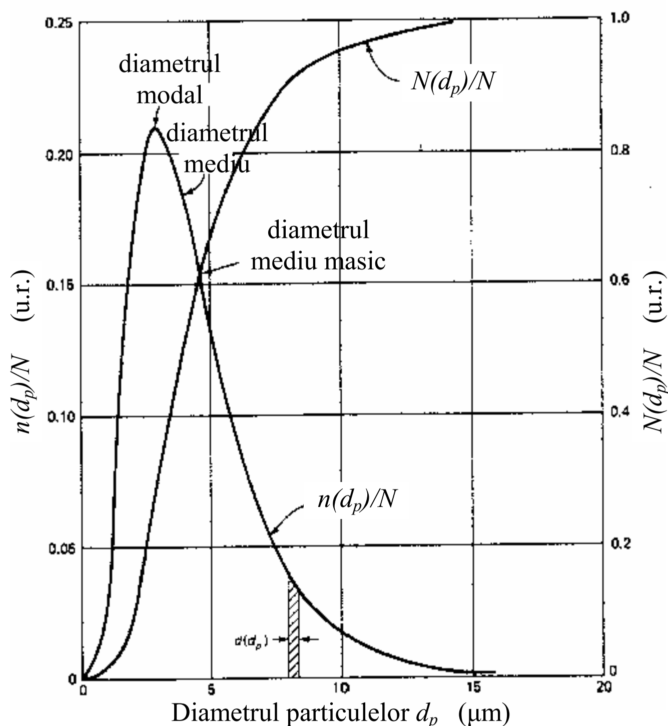


Fig. 4.2. Distribuţia teoretică a diametrelor particulelor dintr-un eşantion de dispersoid

Relaţia dintre $n(d_p)$ şi $N(d_p)$ este, evident, de forma

$$N(d_p) = \int_0^{d_p} n(d_p) \cdot d(d_p), \tag{4.2}$$

iar

$$N = \int_0^{\infty} n(d_p) \cdot d(d_p). \tag{4.3}$$

În unităţi relative, întreaga arie de sub curba $n(d_p)/N$ este egală cu unitatea, aria

situată la stânga sectorului haşurat (de lățime $d(d_p)$) fiind proporțională cu numărul de particule care au diametrul mai mic sau egal cu d_p.

Pentru diferite abordări analitice, este util să se caracterizeze o întreagă distribuție de diametre ale particulelor, printr-un singur diametru. Uzual, în acest scop se utilizează următoarele dimensiuni (figura 4.2):

- ✓ *diametrul modal* – diametrul corespunzător celui mai mare număr de particule (obținut prin rezolvarea ecuației $dn(d_p)/d(d_p)=0$) - în cazul dat, acest diametru este egal cu 2,98 µm;
- ✓ *diametrul mediu* – valoare a diametrului, pentru care 50 % din numărul total de particule au diametru mai mare (mai mic) decât diametrul mediu - în cazul dat, acest diametru este de 4,0 µm;
- ✓ *diametrul mediu masic (volumic)* – diametru pentru care masa tuturor particulelor, având diametrul mai mare decât diametrul mediu masic, constituie 50 % din masa totală a particulelor - în cazul dat, acest diametru este egal cu 4,6 µm.

Într-o distribuție de tip Gauss, valorile celor trei diametre, de mai sus, sunt egale.

Odată stabilite aceste valori, este important să se cunoască dispersia distribuției respective. O măsură a dispersiei este abaterea (deviația) standard (σ) sau varianța (σ^2):

$$\sigma^2 = \frac{1}{N}\int_0^{\infty}\left(d_p - d_{mediu}\right)^2 \cdot n\left(d_p\right)\cdot d\left(d_p\right), \tag{4.4}$$

în care,

$$d_{mediu} = \frac{1}{N}\int_0^{\infty} d_p \cdot n\left(d_p\right)\cdot d\left(d_p\right) \quad sau \quad = \frac{1}{N}\sum_{i=1}^{m} n_i\left(d_p\right)\cdot d_p \,. \tag{4.5}$$

Uzual, reprezentarea distribuției granulometrice a particulelor se realizează pe o diagramă logaritmică, pe ambele axe, curba de distribuție cumulativă devenind, astfel, o dreaptă (figura 4.3).

Acest tip de diagrame se numesc diagrame *Rosin-Rammler-Sperling*, fiind foarte utile, atunci când datele experimentale, referitoare la dimensiunile particulelor, sunt puține, calculele necesitând, astfel, multe interpolări lineare.

Frecvent, în practica desprăfuirii gazelor, se utilizează următoarea clasificare a dispersoizilor, funcție de dimensiunile particulelor, aflate în suspensie:

- ✓ > 500 µm → praf grosier;
- ✓ 500 ÷ 100 µm → praf;
- ✓ 100 ÷ 5 µm → praf fin;
- ✓ 5 ÷ 2 µm → praf foarte fin;
- ✓ < 2 µm → praf de condensație coloidal şi fum.

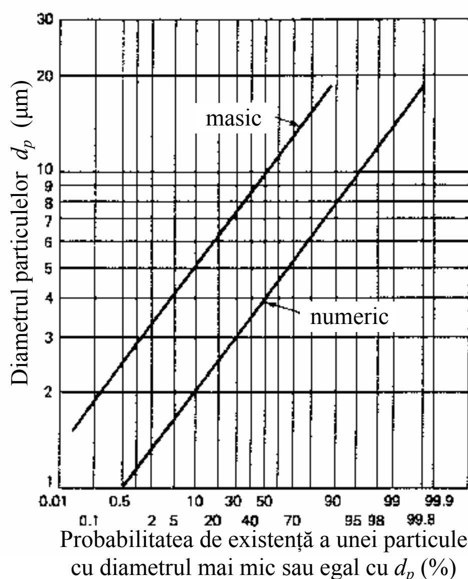


Fig. 4.3. Exemplu de diagramă Rosin-Rammler-Sperling pentru un anumit dispersoid

4.2.3. Viteza de sedimentare

Fenomenul natural de sedimentare gravitaţională este utilizat, în mod esenţial, în instalaţiile industriale de eliminare a particulelor, aflate în suspensie în gaz. Cel mai important parametru, care influenţează sedimentarea gravitaţională, este *viteza de sedimentare* a particulelor (denumită uneori şi *viteză finală*), v_s. Aşa cum s-a arătat anterior, viteza de sedimentare depinde, pe lângă alţi factori, de dimensiunile particulelor şi de densitatea acestora.

Viteza de sedimentare este definită ca fiind acea valoare constantă a vitezei de coborâre, pe o direcţie paralelă cu aceea a câmpului gravitaţional, ce se atinge la echilibrul forţei de gravitaţie (G) cu suma dintre forţa lui Arhimede (F_A) şi forţa de frecare (F_f). Timpul, în care particulele ating această viteză, este extrem de scurt, astfel încât el poate fi neglijat. Echilibrul forţelor conduce la următoarea ecuaţie

$$G = F_A + F_f \,, \tag{4.6}$$

care, explicitată, devine de forma

$$m_p \cdot g = m_p \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right) \cdot g + \frac{\rho_g \cdot A \cdot C_f \cdot v_s^2}{2} \,, \tag{4.7}$$

semnificaţia notaţiilor fiind: m_p –masa particulei, ρ_g –densitatea gazului, ρ_p – densitatea aparentă a particulei, A – aria secţiunii transversale a particulei, C_f - coeficientul de

frecare, g – accelerația gravitațională, v_s – viteza de sedimentare.

Din ecuația (4.7) rezultă, evident, relația de calcul a vitezei de sedimentare

$$v_s = \sqrt{\frac{2 \cdot m_p \cdot g \cdot \left(\rho_p - \rho_g\right)}{A \cdot C_f \cdot \rho_p \cdot \rho_g}}\,. \tag{4.8}$$

Dificultatea, majoră, în determinarea vitezei de sedimentare rezidă din determinarea coeficientului de frecare C_f. Studiile de mecanică a fluidelor au arătat că valoarea coeficientului de frecare depinde, esențial, de forma particulelor. Pentru ca lucrurile să devină şi mai complexe, particulele de praf, eliminate de instalațiile industriale, au forme mult diferite, nu numai datorită procesului prin care se formează, cât şi datorită proceselor de aglomerare ulterioară, ce se desfăşoară la evacuarea lor în atmosferă. Cu toate acestea, poate fi utilizată ipoteza simplificatoare a particulelor de formă sferică. În această ipoteză simplificatoare, relația (4.8) devine de forma

$$v_s = \sqrt{\frac{4 \cdot d_p \cdot g \cdot \left(\rho_p - \rho_g\right)}{3 \cdot C_f \cdot \rho_g}}\,, \tag{4.9}$$

în care, d_p reprezintă diametrul particulei sferice echivalente.

Coeficientul de frecare, corespunzător deplasării particulelor sferice în gaz, depinde de criteriul (numărul) Reynolds (Re). Prin definiție, $Re = \rho_g v_s d/\mu$, d reprezentând dimensiunea caracteristică (în cazul de față diametrul particulei), iar μ – vâscozitatea dinamică a gazului. Corelația $C_f – Re$ este obținută prin experiment, stabilirea unor expresii analitice, pentru această corelație, nefiind posibilă, decât pentru domenii restrânse de variație a numărului Re [4.34].

Pentru regimul de curgere laminară, numit şi regim Stokes, Re este cuprins între 10^{-4} şi 0,5. În acest caz, experimentele efectuate pentru particule sferice au condus la o relație de forma

$$C_f = \frac{24}{\mathrm{Re}}\,. \tag{4.10}$$

Dacă, în plus, se face observația că pentru aerul atmosferic ρ_p - $\rho_g \approx \rho_p$, relația (4.9) devine de forma

$$v_s = \frac{d_p^2 \cdot g \cdot \rho_p}{18 \cdot \mu}\,, \tag{4.11}$$

expresie matematică a legii lui Stokes. Această ecuație are acuratețe bună, pentru cazul particulelor sferice, având diametrul mai mic de 50 μm, însă, ea este utilizată, cu eroare acceptabilă, pentru diametre ale particulelor de până la 100 μm.

Valoarea limită, $Re = 10^{-4}$, corespunde unui diametru al particulelor de aproximativ 5 μm.

Domeniul de diametre ale particulelor cuprinse între 1 μm şi 100 μm este foarte important pentru multe dintre sursele de poluare cu substanțe aeropurtate industriale.

Este necesar, astfel, să se menţioneze faptul că diametrele mai mici de 5 μm devin aproximativ egale cu drumul liber mediu al moleculelor, din aerul atmosferic. Datorită acestui fapt, viteza de sedimentare a particulelor creşte, peste valoarea determinată cu ajutorul legii lui Stokes. În consecinţă, pentru diametre echivalente ale particulelor mai mici de 5 μm, viteza de sedimentare a particulelor se calculează cu o relaţie de forma

$$v_s = K_C \cdot v_{s,Stokes}\,, \qquad (4.12)$$

relaţie cunoscută sub denumirea de legea Stokes-Cunnigham [4.34].

Coeficientul K_C, din relaţia (4.12), poartă denumirea de coeficientul Cunnigham şi se calculează cu relaţia

$$K_C = 1 + \frac{2\lambda}{d_p}\left[1{,}257 + 0{,}4 \cdot e^{\left(-0{,}55 d_p / \lambda\right)}\right], \qquad (4.13)$$

în care, λ reprezintă drumul liber mediu al moleculelor de gaz, cantitate ce poate fi calculată cu relaţia

$$\lambda = \frac{\mu}{0{,}499 \cdot \rho_g \cdot v_m}\,. \qquad (4.14)$$

Semnificaţia notaţiilor din relaţia (4.14) este: μ – vâscozitatea gazului, ρ_g – densitatea acestuia, v_m - viteza medie a moleculelor de gaz.

Conform teoriei cineticii gazelor, v_m se calculează cu relaţia

$$v_m = \sqrt{\frac{8 \cdot R \cdot T}{\pi \cdot M}}\,, \qquad (4.15)$$

în care, R este constanta universală a gazelor ideale (R = 8,315 J/mol·K), T – temperatură (^{o}K), iar M – masa molară a gazului (g).

Masele molare ale diferitelor gaze sunt date în tabelul 4.8, astfel încât, pentru aer, la 25 ^{o}C şi 1 atm, viteza moleculelor este v_m = 467 m/s, iar drumul liber mediu al acestora este λ = 0,067 μm.

Tabelul 4.8. Masele molare ale unor gaze

Substanţa	***M*** **(g/mol)**	**Substanţa**	***M*** **(g/mol)**
Aer	28,96	Oxigen (O_2)	32,00
Metan (CH_4)	16,04	Azot (N_2)	28,01
Monoxid de carbon (CO)	28,01	Monoxid de azot (NO)	30,00
Dioxid de carbon (CO_2)	44,01	Dioxid de azot (NO_2)	46,00
Hidrogen (H_2)	2,02	Amoniac (NH_3)	17,03

Relaţia de calcul a factorului de corecţie Cunnigham are o formă particulară, pentru particule sferice, având diametrul mai mare de 1 μm şi care sunt aflate în suspensie, în aer, la presiunea de o atmosferă:

$$K_C = 1 + \frac{9{,}73 \cdot \sqrt{T} \cdot 10^{-3}}{d_p}, \tag{4.16}$$

în care, d_p se măsoară în μm, iar T în ^oK.

Factorul de corecție Cunnigham crește, rapid, la descreșterea diametrului particulelor, către valori apropiate de drumul liber mediu al moleculelor de gaz. Astfel, dacă pentru d_p = 10 μm factorul de corecție este mai mic de 2 %, pentru d_p = 1 μm factorul de corecție este de peste 15 %.

În regimurile de curgere cuprinse între regimul laminar și cel turbulent, coeficientul de frecare poate fi calculat cu expresia

$$C_f = 0{,}22 + \frac{24}{\text{Re}} \cdot \left[1 + 0{,}15 \cdot (\text{Re})^{0,6}\right]. \tag{4.17}$$

Această ecuație, care caracterizează, de fapt, curgerea gazului în vecinătatea unei particule sferice, poate fi aplicată pentru cifre Reynolds cuprinse între 1 și 500. Totuși, pentru Re > 0,5 (sau pentru particule ale căror diametre sunt apreciabil mai mari de 50 μm), este convenabil să se utilizeze corelații experimentale C_f–Re, prin intermediul cărora poate fi evaluată, direct, viteza de sedimentare, în funcție de diametrul particulelor și de densitatea acestora.

Un exemplu de astfel de curbe, valabile numai pentru particule sferice, aflate în suspensie în aer, la temperatura și presiunea ambiantă, este dat în figura 4.4, pentru diametre ale particulelor cuprinse între 0,1 μm și 3000 μm.

Viteza de sedimentare variază, corespunzător, între 10^{-3} cm/s și 10^3 cm/s. Pentru dimensiuni ale particulelor mai mari de 30 μm (cifra Reynolds corespunzătoare fiind de aproximativ 0,1), sunt curbe pentru patru densități ale particulelor: ρ_p = 1 g/cm^3; ρ_p = 1,5 g/cm^3; ρ_p = 2 g/cm^3; ρ_p = 3 g/cm^3 (pentru aceste patru curbe se utilizează notațiile de pe latura superioară și de pe cea din stânga a grilei din figura 4.4).

Curba din dreapta, trasată pentru densitatea ρ_p = 1 g/cm^3, corespunde regimurilor de curgere Stokes și Stokes-Cunnigham. De pe această curbă, se poate observa dependența lineară a vitezei de sedimentare, de diametrul particulelor, pentru domeniul de viteze cuprins între 0,005 cm/s și 1 cm/s. Acest tip de corelație corespunde legii lui Stokes (relația 4.11). Pentru viteze de sedimentare mai mici de 0,005 cm/s, corelația nu mai este lineară, ca efect al introducerii corecției Cunnigham.

Datorită relației de directă proporționalitate dintre viteza de sedimentare a particulelor și densitatea acestora, în domeniul Stokes al vitezelor de curgere, rezultă că vitezele de sedimentare ale particulelor, având densitatea diferită de 1 g/cm^3, pot fi determinate pe baza curbelor trasate în figura 4.4, aplicând o relație de forma

$$v_s(\rho_p \neq 1) = v_s(\rho_p = 1) \cdot \rho_p . \tag{4.18}$$

Un exemplu de calcul a vitezelor de sedimentare ale particulelor, funcție de densitatea și dimensiunile acestora, este dat în caseta 4.1.

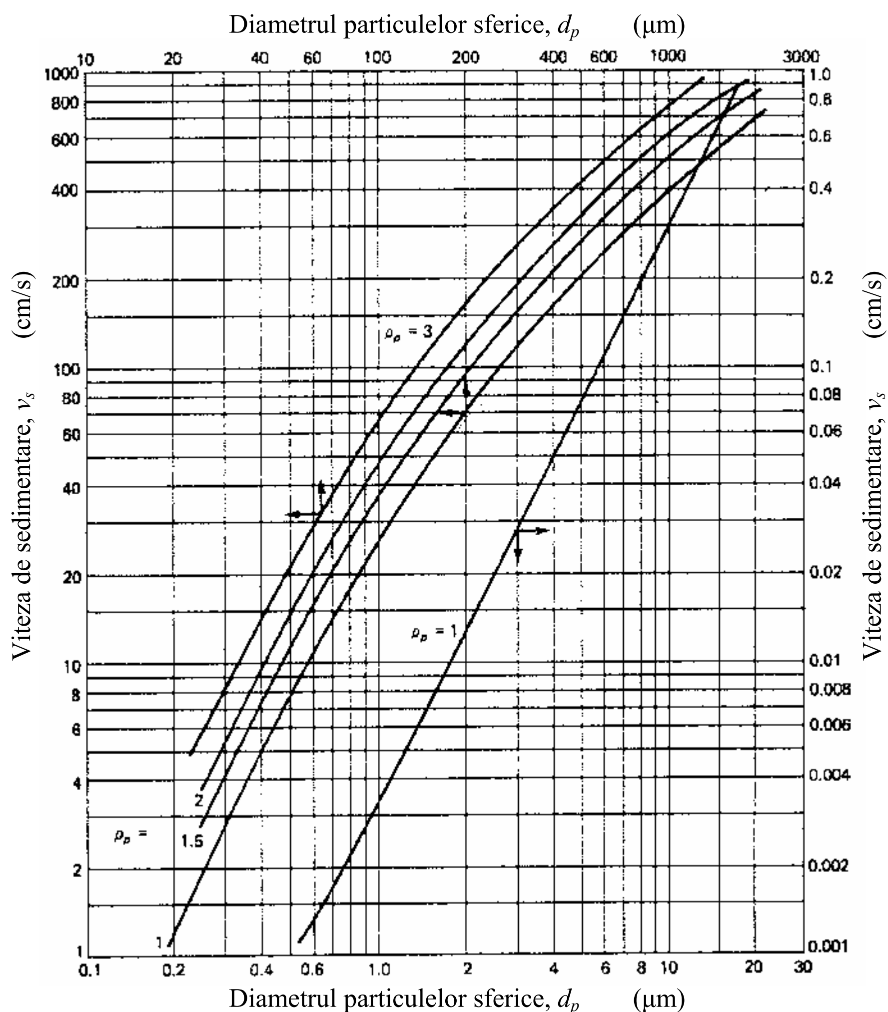


Fig. 4.4. Dependenţa vitezei de sedimentare a particulelor din aer, în condiţii standard de presiune şi temperatură, de diametrul şi densitatea particulelor (g/cm^3).

Caseta 4.1. Exemplu de calcul a vitezelor de sedimentare

Pentru a ilustra posibilităţile de evaluare a vitezelor de sedimentare, se presupune că particule sferice, având densitatea ρ_p = 1 g/cm^3 şi diametre de 10 µm, 100 µm şi respectiv 1000 µm, se află în suspensie, în aerul atmosferic, la presiunea şi temperatura standard. Se cere să se determine vitezele de sedimentare, ale acestor particule, şi ale unor particule având diametrul de 10 µm şi densitatea de 2 g/cm^3.

Soluţie:

Pentru aceste date de intrare, soluţia cea mai comodă, de determinare a vitezelor de sedimentare

este aceea de utilizare a curbelor din figura 4.4. Astfel, pentru particulele având densitatea de 1 g/cm^3, rezultă:

d_p = 10 μm → v_s = 0,3 cm/s
d_p = 100 μm → v_s = 25,5 cm/s
d_p = 1000 μm → v_s = 400 cm/s

Pentru particule având diametrul de 10 μm şi densitatea de 2 g/cm^3, deoarece fluxul de gaz este laminar, pe lângă particule de această dimensiune, se poate aplica relaţia (4.19), rezultând, astfel, o viteză dublă, faţă de aceea a particulelor având acelaşi diametru, dar cu ρ_p = 1 g/cm^3.
Pentru determinarea vitezei de sedimentare a particulelor, având diametrul de 10 μm, poate fi aplicată şi legea lui Stokes. Astfel, în condiţii standard de presiune şi temperatură, vâscozitatea dinamică a aerului este de 0,067 kg/m·h = 1,861·10^{-5} Ns/m^2, rezultând

$$v_s = \frac{\left(10^{-5}\right)^2 \cdot 9{,}81 \cdot 10^3}{18 \cdot 1{,}861 \cdot 10^{-5}} = 0{,}292 \ \text{cm/s},$$

valoare foarte apropiată de aceea obţinută prin utilizarea directă a diagramei (0,3 cm/s).
Dacă se aplică relaţia lui Stokes şi pentru particule având diametrele de 100 μm şi de 1000 μm, rezultă viteze de sedimentare de 29,28 cm/s şi respectiv 2928,5 cm/s.
Se poate observa creşterea erorii de estimare a vitezei de sedimentare, la creşterea diametrului particulelor, în afara domeniului Stokes. În plus, pentru particulele de dimensiuni mari, se înregistrează o creştere, de 1,5 ori, a vitezei de sedimentare, şi nu dublarea acesteia, chiar dacă densitatea particulelor este de două ori mai mare.

Observaţii:

Rezultatele, prezentate în acest exemplu, prezintă importanţă în tehnicile de epurare a particulelor aeropurtate. Astfel, dacă se utilizează sedimentarea gravitaţională, ca metodă de epurare a dispersoizilor, se poate determina spaţiul activ (înălţimea instalaţiei) şi eficienţa acesteia, funcţie de viteza de sedimentare. Pentru vitezele de sedimentare determinate anterior, în cazul unei instalaţii cu înălţimea activă de 10 m, rezultă timpi de sedimentare de 3300 s, 40 s şi respectiv 2,5 s. În concluzie, particulele având dimensiuni mai mici de 100 μm (fără a face referire şi la densitatea lor) nu se depun, suficient de rapid, în instalaţii de dimensiuni clasice. În consecinţă, sedimentarea gravitaţională nu este o tehnică eficientă, pentru epurarea particulelor aflate în suspensie, decât pentru acele particule ale căror dimensiuni sunt suficient de mari (d_p > 100 μm) sau în cazul în care fluxul tehnologic permite adoptarea unor timpi mari pentru sedimentare.

Dispersoizii rezultă atât din instalaţii în interiorul cărora se formează amestecuri de particule şi gaz (aşa cum este cazul arderii combustibililor pulverizaţi), cât şi din procese tehnologice în care particulele sunt injectate, deliberat, într-un flux de gaz, în scopul evacuării acestora. Indiferent de modul de formare a poluanţilor artificiali aeropurtaţi, cantitatea maximă de poluant, evacuată în mediu, este normată.

Primele încercări de reducere a poluării, cu astfel de substanţe, au pornit de la ideea dispersării acestora, pe suprafeţe cât mai mari, astfel încât cantitatea de substanţă depusă, pe unitatea de suprafaţă, în zonele rezidenţiale, să fie cât mai mică. Au rezultat, astfel, coşuri de fum de înălţimi impresionante. Actualmente, poluarea mediului este abordată în manieră globală, astfel încât dispersarea poluanţilor, pe suprafeţe foarte ex-

tinse, nu mai poate fi considerată ca fiind o metodă de control a emisiei. Totuşi, fiecare procedeu tehnologic, destinat colectării suspensiilor aeropurtate, are un anumit randament, astfel încât nu poate fi evitată, în totalitate, emisia poluanţilor, din categoria particulelor aeropurtate. Mai mult, sunt situaţii când este preferabil ca substanţele emise să fie orientate în direcţia vântului predominant, fapt ce face necesară, în continuare, utilizarea coşurilor de evacuare a gazelor.

Dacă particulele aflate în suspensie au dimensiuni mai mici de 20 μm, viteza de sedimentare a acestora este atât de mică, încât se poate considera că deplasarea lor este identică cu aceea a gazului în care sunt imersate. Datorită vitezei considerabile de sedimentare a particulelor mari, acestea se depun mai aproape de coşul de evacuare decât gazele în care sunt imersate.

Pentru ca dispersia emisiilor poluante să fie cât mai bună, efluenţii trebuie să părăsească coşurile de evacuare cu o viteză suficient de mare şi să aibă suficient de mare flotabilitate, încât să se ridice, în continuare, după părăsirea gurii coşului de evacuare. Atunci când viteza vântului este neglijabilă, penele de fum, de mică densitate, tind să se dezvolte pe verticală, rezultând, astfel, concentraţii reduse de poluanţi, la nivelul solului. Particulele mari şi penele de fum dens au tendinţa de a se depune în vecinătatea coşului de evacuare.

O viteză mare a vântului face să se intensifice procesul de diluţie a penei de fum, în aerul atmosferic, determinând, astfel, creşterea concentraţiei de poluant, la nivelul solului, în zonele de mică altitudine, situate în aval (în sensul vectorului viteză al vântului) de coşul de evacuare.

Deplasarea, pe verticală, a penelor de fum cald este datorată, practic în totalitate, flotabilităţii accentuate, determinate de temperatura înaltă a gazelor. În condiţii de vânt, pana de fum este diluată, pe direcţia predominantă a curenţilor de aer, proporţional cu viteza vântului, astfel încât efectul flotabilităţii gazelor calde se reduce. În atmosferă calmă, viteza de disipare a penei de fum este determinată, în mod esenţial, de viteza curenţilor de aer, viteză dependentă, la rândul său, de altitudine şi de turbulenţele induse de profilul solului.

Pentru a evita depunerea particulelor din pana de fum, în imediata vecinătate a coşului de evacuare a gazelor, trebuie să fie îndeplinită condiţia [4.34]

$$\frac{v_g}{v_v} > 2, \tag{4.19}$$

în care, v_g reprezintă viteza gazului, la ieşirea acestuia din coşul de evacuare, iar v_v – viteza vântului, la nivelul gurii de evacuare.

Dispersia atmosferică a efluenţilor gazoşi, evacuaţi la nivelul coşurilor de fum sau al gurilor de aerisire, depinde de o serie de factori, o parte dintre ei fiind intercondiţionaţi, aşa cum sunt:

- ✓ natura fizică şi chimică a efluenţilor,
- ✓ condiţiile meteorologice,
- ✓ dispunerea relativă a coşurilor de fum, în raport cu anumite obstacole,

✓ configurația solului, în aval de coşul de evacuare (în sensul temporar al vectorului viteză al vântului).

Pentru proiectarea instalațiilor de evacuare a gazelor industriale, în atmosferă, şi pentru elaborarea de acte normative, privind poluarea, este necesară evaluarea ratei de depunere a particulelor, la nivelul solului, în funcție de distanță, măsurată în raport cu sursa de poluare.

Există mai multe modele matematice, prin care se poate evalua concentrația poluanților, de-a lungul penei de fum, cel mai utilizat model fiind acela al modificării ecuației Sutton, pentru cazul coşurilor de înălțime *H* [4.34]. Astfel, dacă se consideră coşul de evacuare într-un sistem ortogonal de axe de coordonate (figura 4.5), în care sensul de circulație a aerului este de-a lungul axei **x**, în condițiile în care distribuția poluantului, în coordonatele **y** şi **z**, este de tip Gauss, se obține o relație de calcul a concentrației particulelor, din pana de fum continuă şi fără reflexii la sol, de forma

$$C(x,y,z,H)=\frac{Q_p}{2\pi\cdot v_v\cdot\sigma_y\cdot\sigma_z}\cdot\exp\left[-\frac{1}{2}\left\{\left(\frac{y}{\sigma_y}\right)^2+\left[\frac{z-(H-v_s\cdot x/v_v)}{\sigma_z}\right]^2\right\}\right], \quad (4.20)$$

a cărei formă particulară, pentru nivelul solului, de-a lungul axei x, este

$$C(x,0,0,H)=\frac{Q_p}{2\pi\cdot v_v\cdot\sigma_y\cdot\sigma_z}\cdot\exp\left\{-\frac{1}{2}\cdot\left[\frac{(H-v_s\cdot x/v_v)}{\sigma_z}\right]^2\right\}. \quad (4.21)$$

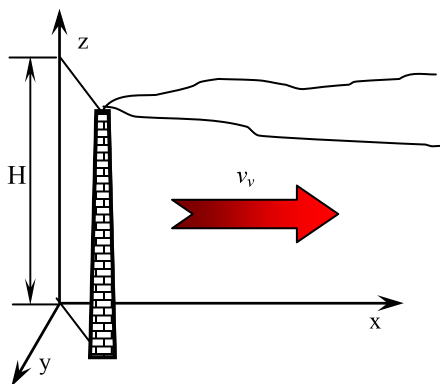


Fig. 4.5. Deplasarea penei continue de fum sub influența vântului predominant

Semnificația notațiilor din relațiile (4.20) şi (4.21) este următoarea:

✓ Q_p - debitul masic al particulelor caracterizate prin viteza de sedimentare v_s;
✓ v_v – viteza vântului la nivelul gurii de evacuare a coşului, situată la înălțimea *H* față de planul solului (**xy**);
✓ cantitățile σ_y şi σ_z se măsoară în metri şi sunt definite prin relațiile:

$$\sigma_y^2 \equiv \frac{2D_y \cdot x}{v_v} \quad \text{şi respectiv} \quad \sigma_z^2 \equiv \frac{2D_z \cdot x}{v_v} \qquad (4.22)$$

în care, D_y şi D_z sunt coeficienţii de difuzie a gazului poluant, în aerul atmosferic, pe cele două direcţii perpendiculare pe direcţia vântului (figura 4.5), măsuraţi în (m^3/s). Coeficienţii σ_y şi σ_z poartă denumirea de deviaţie orizontală şi respectiv verticală, fiind funcţie de distanţa de la coşul de evacuare, pe direcţia vântului, şi de condiţiile atmosferice. Astfel de corelaţii au fost obţinute pe cale experimentală, curbele acceptate, în majoritatea situaţiilor, fiind cele obţinute de Turner, reprezentate în figura 4.6 [4.32, 4.34].

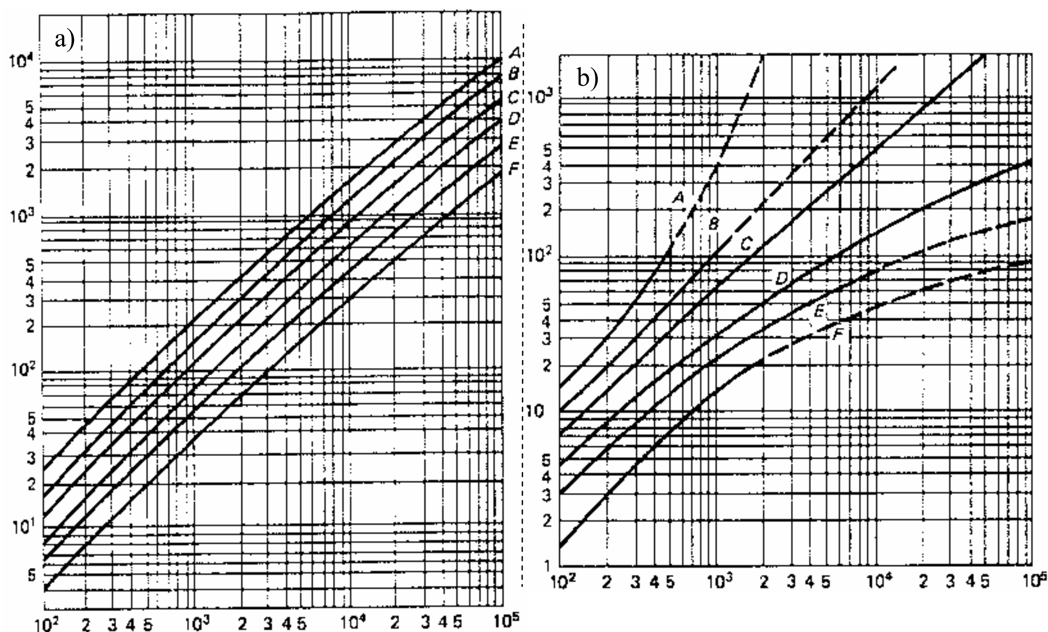


Fig. 4.6. Dependenţa deviaţiilor standard de distanţa x şi de condiţiile atmosferice: a) - σ_y; b) - σ_z.

Aşa cum este de aşteptat, curbele din figura 4.6 sunt valabile numai în anumite condiţii, deviaţia standard verticală fiind dată cu un grad de incertitudine mai mare decât cea orizontală (linie punctată în figura 4.6.b).

Cele şase clase de stabilitate atmosferică sunt date gradual, de la clasa **A** – corespunzătoare atmosferei foarte instabile, la clasa **F** – corespunzătoare celei mai stabile atmosfere.

Clasa **D**, ce caracterizează atmosfera neutră, corespunde intervalului de timp al nopţii, putând fi luată în considerare şi pe timp de zi, însă numai în condiţii de nebulozitate accentuată. Clasa de stabilitate atmosferică poate fi stabilită conform indicaţiilor din tabelul 4.9 [4.32].

Tabelul 4.9. Determinarea clasei de stabilitate atmosferică

Viteza vântului, la 10 m de sol (m/s)	Pe timp de zi			Pe timp de noapte	
	Radiația solară directă			Nebulozitatea	
	Puternică	Moderată	Slabă	Accentuată	Uşoară
Condiții	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
< 2	A	A – B	B	E	F
2 ÷ 3	A – B	B	C	E	F
3 ÷ 5	B	B – C	C	D	E
5 ÷ 6	C	C – D	D	D	D
> 6	C	D	D	D	D

Condiții:
1. Cer senin, soarele la altitudine mai mare de 60^o în raport cu linia orizontului, tipic pentru după-amiezele însorite de vară.
2. Zi de vară cu uşoară nebulozitate.
3. Tipic pentru apusul soarelui, zile de vară cu nori discontinui, la mică altitudine, sau zile de vară senine pentru altitudine a soarelui cuprinsă între 15 şi 35^o în raport cu orizontul.
4. Această categorie poate fi utilizată şi pentru zilele de iarnă.

Datorită erorilor ce pot să apară în utilizarea nomogramelor, de tipul celor prezentate în figura 4.6, în literatura de specialitate sunt date şi tabele de valori, un astfel de exemplu fiind tabelul 4.10 [4.34].

Tabelul 4.10. Valori aproximative pentru σ_y şi σ_z în funcție de distanță față de coşul de evacuare şi de stabilitatea atmosferei

Distanța (km)	**σ_y** (m) pentru clasa de stabilitate						**σ_z** (m) pentru clasa de stabilitate					
	A	B	C	D	E	F	A	B	C	D	E	F
0,1	27	19	13	8	6	4	14	11	7	5	4	2
0,2	50	36	23	15	11	8	29	20	14	8	6	4
0,4	94	67	44	29	21	14	72	40	26	15	11	7
0,7	155	112	74	48	36	24	215	73	43	24	17	11
1,0	215	155	105	68	51	34	455	110	61	32	21	14
2,0	390	295	200	130	96	64	1950	230	115	50	34	22
4,0		550	370	245	180	120		500	220	77	49	31
7,0		880	610	400	300	200		780	360	109	66	39
10,0		1190	840	550	420	275		1350	510	135	79	46
20,0		2150	1540	1000	760	500		2900	950	205	110	60

Uneori, este util ca deviațiile standard să fie date sub formă algebrică. Astfel, pornind de la scara logaritmică a nomogramelor (figura 4.6), Martin a propus expresii exponențiale, pentru calculul dispersiilor orizontale şi verticale:

$$\sigma_y = a \cdot x^b \quad \text{şi} \quad \sigma_z = c \cdot x^d + f \ , \tag{4.23}$$

în care, *a, c, d* şi *f* sunt parametri dependenți de clasa de stabilitate a atmosferei şi, în

oarecare măsură, de distanţa măsurată pe direcţia vântului, iar b = 0,894. Distanţa x se dă în kilometri, iar parametrii a, c, d şi f sunt daţi în tabelul 4.11.

Tabelul 4.11. Valorile parametrilor din expresiile analitice ale deviaţiilor standard σ_y şi σ_z

Clasa de stabilitate atmosferică	a	$x \le 1$ **km**			$x \ge 1$ **km**		
		c	d	f	c	d	f
A	213	440,8	1,941	9,27	459,7	2,094	- 9,6
B	156	106,6	1,149	3,3	108,2	1,098	2,0
C	104	61,0	0,911	0	61,0	0,911	0
D	68	33,2	0,725	- 1,7	44,5	0,516	- 13,0
E	50,5	22,8	0,678	- 1,3	55,4	0,305	- 34,0
F	34	14,35	0,740	- 0,35	62,6	0,180	- 48,6

În loc să se determine concentraţia particulelor, într-un anumit punct (relaţia 4.21), este preferabil să se determine cantitatea specifică de substanţă, sedimentată de-a lungul axei x (în g/m^2·s), utilizând o relaţie de forma

$$Q_m = C \cdot v_s = \frac{Q_p \cdot v_s}{2\pi \cdot v_v \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \cdot \exp\left\{ -\frac{1}{2} \cdot \left[\frac{(H - v_s \cdot x / v_v)}{\sigma_z} \right]^2 \right\}. \qquad (4.24)$$

Viteza de sedimentare a particulelor este funcţie de diametrul şi de densitatea acestora (relaţia 4.11) şi, în consecinţă, relaţia (4.24) trebuie aplicată pe clase de dimensiuni şi de densităţi ale particulelor, existente în pana de fum.

O altă posibilitate de evaluare analitică a sedimentării prafului, din pana de fum, a fost elaborată de Bosanquet, experimentele fiind făcute numai pe coşurile de fum ale centralelor termoelectrice. Conform teoriei lui Bosanquet, relaţia de calcul a cantităţii specifice de substanţă sedimentată este de următoarea formă

$$Q_m = \frac{16{,}4 \cdot Q_p}{H^2} \cdot F\left(\frac{v_s}{v_v}, \frac{x}{H} \right), \qquad (4.25)$$

în care, Q_p se măsoară în mg/s, H în m, rezultând Q_m în mg/m^2·

Valoarea funcţiei F se obţine din nomograme, funcţie de raportul x/H, familiile de curbe corespunzând parametrului adimensional v_s/v_v. Un exemplu de astfel de nomogramă este dat în figura 4.7, din care se poate observa că majoritatea valorilor, pentru funcţia F, sunt cuprinse între 0,5 şi 50, valorile mai mari corespunzând vitezelor mari de sedimentare şi distanţelor mici, în raport cu coşul de fum.

Dacă dimensiunile tuturor particulelor, din pana de fum, ar fi egale, atunci relaţia (4.25) poate fi aplicată, direct, pentru calculul cantităţii specifice de substanţă sedimentată (calculul ratei de sedimentare). În realitate, însă, dimensiunile particulelor, aflate în suspensie, variază în limitele câtorva sute de microni. În acest caz, este corect să se adopte valorii medii ale funcţiei F, pe domenii de dimensiuni ale particulelor. Numărul

de intervale, în care se împart dimensiunile, nu trebuie să fie mare, precizia fiind suficientă dacă dimensiunile particulelor se împart în 6 ÷ 10 clase. Pentru determinarea greutății particulelor, din fiecare clasă (m_i), trebuie să se aplice metode standard ale calculului statistic. Rezultă, astfel, valoarea F_i, pentru fiecare clasă de dimensiuni. Valoarea medie a funcției F poate fi obținută cu relația

$$F = \sum_{i=1}^{n} \frac{F_i \cdot m_i}{m}, \qquad (4.26)$$

m reprezentând masa totală a particulelor, aflate în suspensie, în pana de fum.

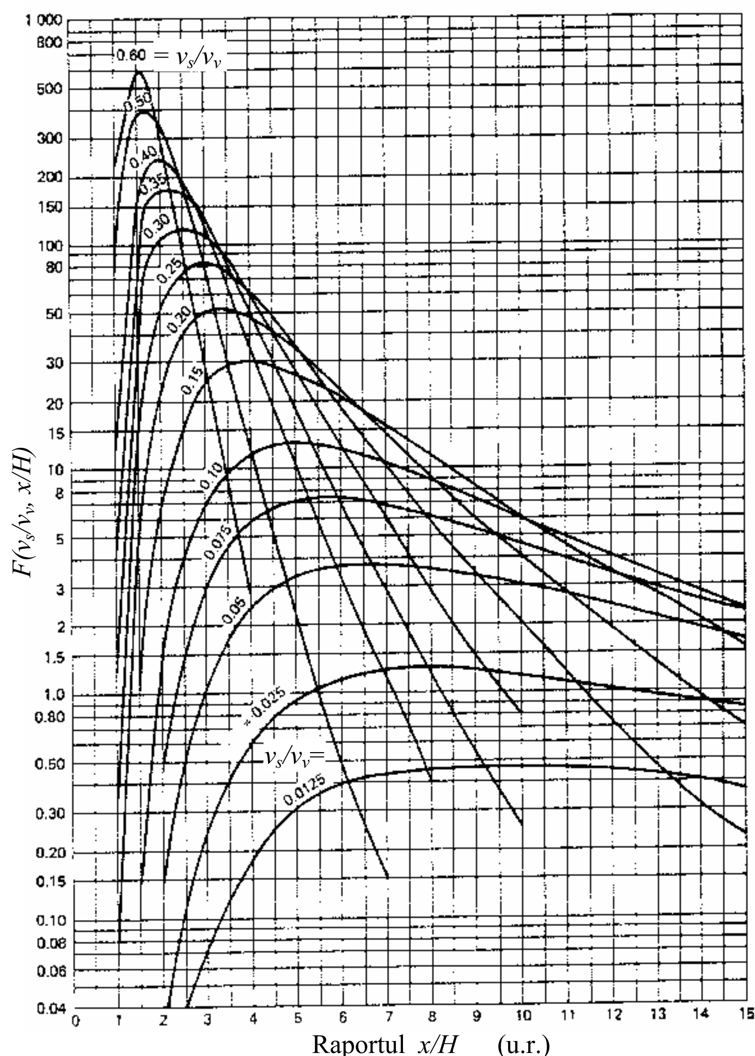


Fig. 4.7. Nomogramă pentru determinarea valorii funcției F din relația lui Bonsaquet pentru calculul cantității specifice de substanță sedimentată din pana de fum

Caseta 4.2. Exemplu de calcul

Praful, rezultat dintr-un proces tehnologic, este eliminat, în atmosferă, prin intermediul unui coş, având înălţimea efectivă de 120 m. Diametrul particulelor de praf este de 40 μm, densitatea acestora de 1,5 g/cm^3, iar debitul masic de substanţă poluantă este de 4 g/s. Viteza vântului este de 3 m/s, iar stabilitatea atmosferică este de clasă D. Să se determine:

a) cantitatea specifică de substanţă sedimentată, în g/m^{2}s, în aval de coşul de fum, pentru distanţe cuprinse între 200 m şi 5000 m;

b) distanţa la care cantitatea specifică de substanţă sedimentată este maximă.

Soluţie:

a) Din nomograma, reprezentată în figura 4.4, rezultă viteza de sedimentare, aproximativă, a particulelor de praf, având diametrul de d_p = 40 μm şi densitatea ρ_p = 1,5 g/cm^3. Viteza v_s = 7,3 cm/s. Dacă se aplică relaţia (4.21), pentru calculul cantităţii specifice de substanţă sedimentată, rezultă:

$$Q_m = \frac{4 \cdot 0{,}073}{2\pi \cdot 3 \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \cdot \exp\left\{-\frac{1}{2}\left[\frac{120-(0{,}073 \cdot x/3)}{\sigma_z}\right]^2\right\} =$$

$$= \frac{1{,}55 \cdot 10^{-2}}{\sigma_y \cdot \sigma_z} \cdot \exp\left[-\frac{(120-0{,}0243 \cdot x)^2}{2 \cdot \sigma_z^2}\right] = M \cdot e^{-N}$$

Se obţine, astfel, o relaţie între Q_m şi deviaţiile standard orizontale şi verticale, care, la rândul lor, sunt funcţii de distanţa până la coş şi de condiţiile atmosferice.
Valorile pentru σ_y şi σ_z pot fi obţinute din nomogramele prezentate în figura 4.6.
Pentru diferite distanţe, din domeniul 200 – 5000 m, rezultatele sunt date în tabelul de mai jos:

x (m)	σ_y (m)	σ_z (m)	M	N	e^{-N}	Q_m (μg/m^2·s)
200	18	8,5	$1{,}01 \cdot 10^{-4}$	91,7	$1{,}50 \cdot 10^{-40}$	$1{,}52 \cdot 10^{-38}$
500	40	19	$2{,}04 \cdot 10^{-5}$	16,1	$1{,}01 \cdot 10^{-7}$	$2{,}06 \cdot 10^{-6}$
1000	75	31	$5{,}67 \cdot 10^{-6}$	4,77	$8{,}52 \cdot 10^{-3}$	$4{,}83 \cdot 10^{-2}$
1500	110	40	$3{,}52 \cdot 10^{-6}$	2,18	$1{,}13 \cdot 10^{-1}$	$3{,}98 \cdot 10^{-1}$
2000	160	55	$1{,}76 \cdot 10^{-6}$	0,843	$4{,}31 \cdot 10^{-1}$	$7{,}59 \cdot 10^{-1}$
3000	210	70	$1{,}05 \cdot 10^{-6}$	0,226	$7{,}97 \cdot 10^{-1}$	$8{,}37 \cdot 10^{-1}$
4000	290	84	$6{,}36 \cdot 10^{-7}$	0,037	$9{,}64 \cdot 10^{-1}$	$6{,}13 \cdot 10^{-1}$
5000	350	100	$4{,}43 \cdot 10^{-7}$	0	1,0	$4{,}43 \cdot 10^{-1}$

b) Din tabelul de mai sus, se poate observa că distanţa, la care cantitatea specifică de substanţă depusă este maximă, este de 3000 m. Pentru a evalua, mai corect, această distanţă, calculele pot fi refăcute pentru intervalul 2000 ÷ 4000 m.

Odată obţinute astfel de rezultate, poate fi calculată cantitatea maximă de praf, depusă zilnic.
În ipoteza în care direcţia şi viteza medie a vântului nu se schimbă, timp de 24 ore, iar cantitatea specifică de substanţă sedimentată este maximă la distanţa de 3000 m, rezultă cantitatea, depusă zilnic, în această zonă

$$0{,}837\frac{\mu g}{m^2 s}\cdot(24\cdot 3600)\frac{s}{zi}=72{,}4\frac{g}{m^2 zi}.$$

O asemenea cantitate, zilnică, este semnificativă, rezultând, în zona respectivă, un strat de poluant foarte vizibil, pe suprafețele netede.

4.2.4. Coagularea

Dispersoizii din gaze au, în general, tendință de floculare sau de coagulare, tendință cu atât mai accentuată cu cât dimensiunile particulelor dispersoidului sunt mai mici. Astfel, fumul, proaspăt format, coagulează rapid, în timp ce praful coagulează foarte puțin, datorită dimensiunilor relativ mari a particulelor.

Flocularea particulelor mici se datorează, în principal, mişcării browniene, viteza de floculare crescând la intensificarea acesteia. Din acest motiv, fumul proaspăt coagulează rapid, însă, pe măsură ce se produce coagularea, creşte dimensiunea medie a particulelor, astfel încât viteza fenomenului se reduce, până când procesul de creştere a dimensiunilor particulelor se stabilizează. Particulele, având dimensiuni şi densitate mari, se caracterizează printr-o viteză mare de sedimentare (§ 4.2.3), astfel încât fenomenele de coagulare şi floculare nu au timp să se desfăşoare.

Whytlaw-Gray şi Peterson au determinat, pe cale experimentală, o relație care exprimă, din punct de vedere cantitativ, procesul de coagulare a fumului:

$$\frac{C_p}{C_{p0}}=\frac{1}{1+C_{p0}\cdot k\cdot t},\qquad(4.27)$$

semnificația notațiilor fiind următoarea:
C_p - concentrația de particule, din gaz, la momentul t;
C_{p0} - concentrația inițială de particule (la momentul $t = 0$);
k - constanta de coagulare, dependentă de caracteristicile dispersoidului; această constantă depinde, esențial, de dimensiunile inițiale ale particulelor.

Creşterea dimensiunilor particulelor, rezultat al fenomenelor de coagulare şi floculare, prezintă importanță deosebită, mai ales în instalațiile în care sedimentarea gravitațională este metoda de colectare a poluantului. Viteza de coagulare poate fi mărită, semnificativ, prin utilizarea unei oscilații sonice puternice. Cel puțin în instalații de laborator, colectarea sonică este un mijloc eficient de coagulare, rapidă, a particulelor din fum şi, deci, de colectare a suspensiei din dispoersoid. Colectoarele sonice industriale nu au atins încă performanțele prognozate.

4.2.5. Proprietăți electrice

Proprietățile electrice ale dispersoizilor se referă doar la conductivitatea electrică şi la capacitatea de a acumula sarcini electrice pe care le prezintă particulele aeropurta-

te. Gazul, în care flotează particulele, nu influenţează, în general, proprietăţile electrice ale acestora.

Proprietăţile electrice ale particulelor, solide sau lichide, aflate în suspensie în gaz, interesează numai în cazul instalaţiilor de separare electrostatică, eficienţa epurării fiind, esenţial, influenţată de rezistivitatea particulelor. Astfel, pentru ca separarea să se desfăşoare cu un randament ridicat, este necesar ca particulele să aibă conductivitatea de minimum $0,5 \cdot 10^{-10}$ S·cm [4.10, 4.18].

În practica separării electrostatice, se utilizează, în locul conductivităţii electrice, rezistivitatea electrică a particulelor. Domeniul de rezistivităţi electrice ale particulelor, pentru care desprăfuirea electrostatică este eficientă, este cuprins între 10^4 Ω·cm şi 10^{11} Ω·cm [4.23, 4.36].

Particulele înalt rezistive, având rezistivitatea mai mare de 10^{11} Ω·cm, odată depuse pe electrodul de captare, cedează greu sarcina electrică, formând, astfel, un strat de particule, încărcate cu sarcină electrică, de obicei negativă, la nivelul electrodului de depunere. Acest strat reduce intensitatea câmpului electric, în spaţiul dintre electrozi, şi, deci, randamentul de captare. Particulele având rezistivitatea mai mică decât 10^4 Ω·cm, cedează uşor sarcina electrică, captată în spaţiul dintre electrozi, şi nu mai ajung la electrozii de depunere.

Rezistivitatea electrică a prafului este influenţată de următorii parametri:

- ✓ temperatura din zona captării,
- ✓ concentraţia de vapori, din gaze,
- ✓ compoziţia chimică a particulelor,
- ✓ gradul de compactare a stratului de particule, format la electrozii de depunere.

În figura 4.8 sunt prezentate forme tipice ale curbelor de variaţie a rezistivităţii electrice, în funcţie de temperatură, pentru diferite granulaţii, compoziţii chimice şi grade de umezire ale particulelor. Se observă, din această figură, că, acolo unde există o cantitate de apă, oricât de mică, la creşterea temperaturii, rezistivitatea creşte, până la o valoare maximă. La creşterea temperaturii, în continuare, rezistivitatea scade.

Pe palierul crescător, rezistivitatea depinde de conductivitatea de suprafaţă, dependentă, la rândul ei, de umiditatea adsorbită de praf. Rezistivitatea creşte ca efect al desorbţiei umezelii, la creşterea temperaturii.

După depăşirea valorii maxime, la o anumită temperatură, specifică fiecărui tip de praf şi dependentă de compoziţia sa chimică, granulaţia şi gradul de umezire a acestuia (cu $\boldsymbol{\tau}$ s-a notat temperatura punctului de rouă), devine preponderentă conductivitatea de volum a particulelor, conductivitatea superficială fiind nesemnificativă.

Caracteristicile cenuşii zburătoare, implicit rezistenţa electrică a acesteia, se modifică în funcţie de tipul cărbunelui, utilizat în instalaţia de ardere, de construcţia şi regimul de funcţionare al focarului şi de tipul cazanului. Cenuşile conţin SiO_2, Fe_2O_3, Al_2O_3 şi CaO, compuşi care se caracterizează prin rezistivitate mare. Însă, în cenuşa zburătoare există şi particule de carbon nears. În cazul unei arderi corecte, conţinutul de *nearse*, în cenuşă, este cuprins între 1 % şi 5 %, iar în cazul în care procesul de ardere este condus incorect, *nearsele* pot depăşi 10 %. Creşterea conţinutului de *nearse*

determină reducerea rezistivității cenușii zburătoare, așa cum se poate observa și din figura 4.9 [4.18], dependența rezistivității de temperatură având aceeași alură, tipică, ca și aceea din figura 4.8.

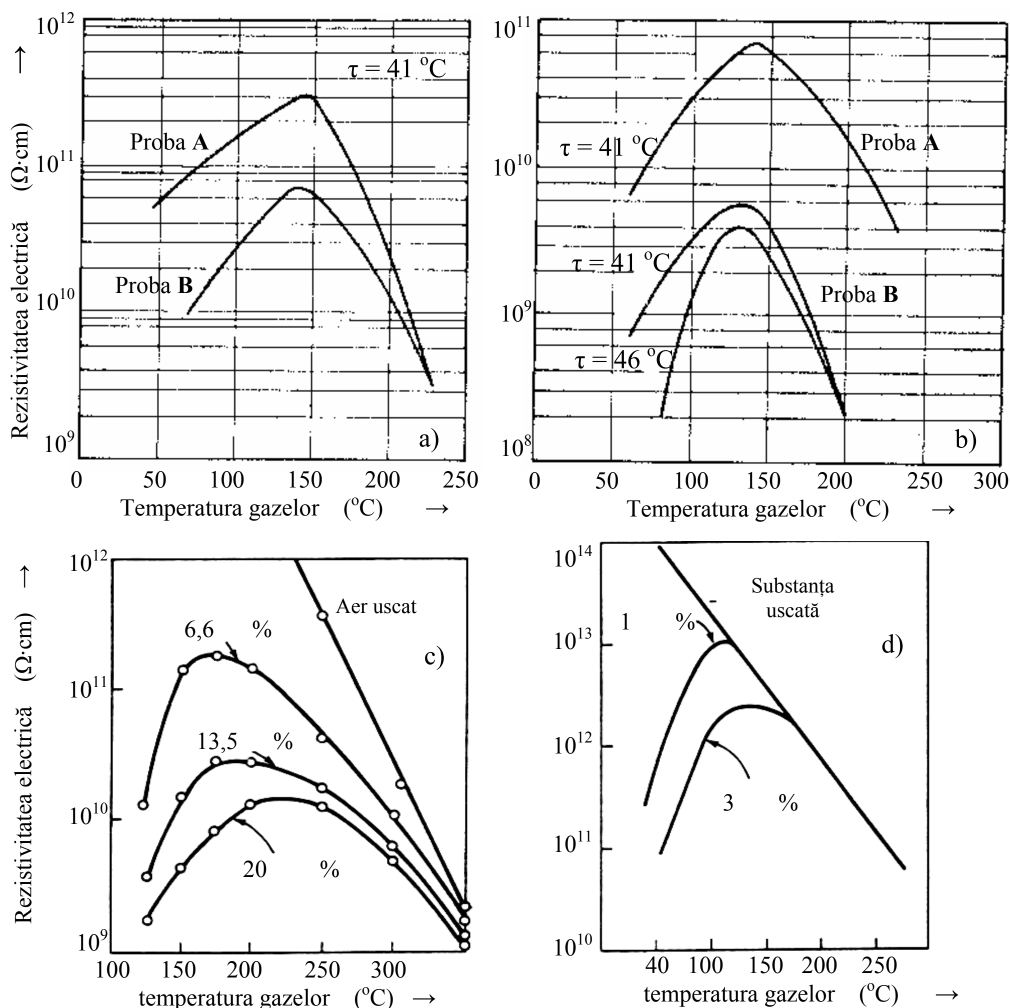


Fig. 4.8. Dependența rezistivității particulelor de temperatură:
a) pentru granulații diferite: Proba A–praf cu granulație mai fină de 10 μm, Proba B–praf grosier, 90 % din particule au dimensiuni cuprinse între 90 și 500 μm; b) Praf colectat la două instalații diferite de elaborare a oțelului, la care diferă compoziția chimică; c) – praf de ciment cu diferite grade de umezire a particulelor; d) - cenușă zburătoare cu diferite grade de umezire a acesteia.

În condițiile în care randamentul separării electrostatice depinde de rezistivitatea particulelor, rezultă că acesta depinde, implicit, de conținutul de *nearse*, din cenușa zburătoare. S-a observat, astfel, că la o concentrație de până la 5 % nearse, randamentul

de epurare creşte, simultan cu creşterea conţinutului de nearse. Până la aproximativ 15 % nearse, gradul de colectare rămâne constant. La creşterea conţinutului de nearse, peste 15 %, se observă scăderea randamentului de epurare [4.18].

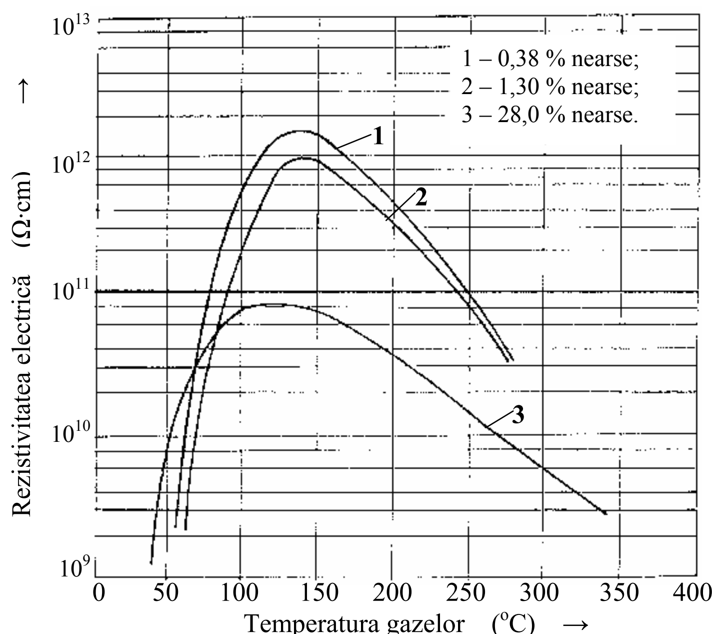


Fig. 4.9. Dependenţa rezistivităţii cenuşii zburătoare de temperatură şi de conţinutul de *nearse*

O influenţă, importantă, asupra rezistivităţii electrice a prafului o exercită şi agenţii chimici (acizi, săruri solubile). S-a observat, astfel, că, în cazul arderii combustibililor fosili, cu conţinut de sulf, apariţia unor cantităţi foarte mici de SO_3 (30 ÷ 50 ppm) determină reducerea rezistivităţii electrice, cu un ordin de mărime. Aceasta se explică prin legătura dintre conductivitate şi absorbţia, de către praf, a SO_3, cu formarea de silicaţi solubili [4.18]. De asemenea, au loc reacţii chimice de formare a acidului sulfuric, din gazul SO_3 şi vaporii de apă, aflaţi în dispersoid. Prezenţa acidului sulfuric determină, de asemenea, reducerea rezistivităţii particulelor dispersoidului. Acest fenomen este utilizat pentru *condiţionarea* gazelor care conţin cenuşi înalt rezistive, aşa cum sunt acelea rezultate prin arderea combustibililor ce au un conţinut de sulf mai mic decât 1 %. În electrofiltrele clasice, aceste cenuşi pot fi reţinute, cu randamente bune, numai dacă se condiţionează mediul dispers, cu agenţi chimici, tratarea cu SO_3 sau cu H_2SO_4 având rezultate de tipul celor prezentate în figura 4.10 [4.34, 4.35].

Pentru condiţionarea particulelor slab acide, se poate utiliza amoniacul. Iniţial, condiţionarea cu NH_3 a dat rezultate foarte spectaculoase, la recuperarea prafului de silicat de alumină. Astfel, condiţionarea cu NH_3, în proporţie de 17 ppm, determină reducerea rezistivităţii prafului, de la $5 \cdot 10^{11}$ Ωcm, la 10^{10} Ωcm, realizându-se o creştere a randamentului de separare, de la 96 %, la 99,9 % [4.23].

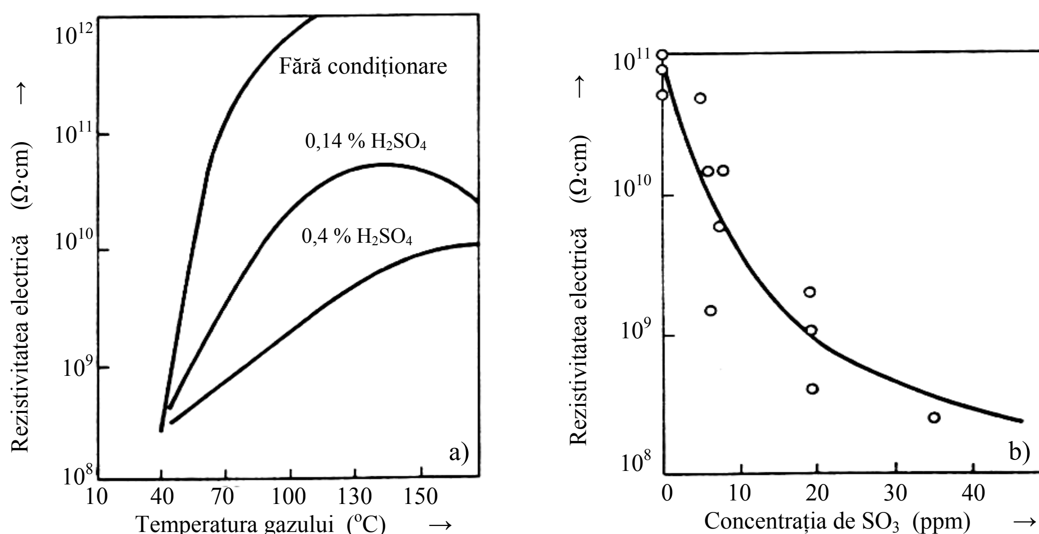


Fig. 4.10. Efectul condiționării cenuşii zburătoare cu H_2SO_4 (a) sau SO_3 (b)

Condiționarea cu amoniu a început să fie utilizată, pe scară industrială, la centralele electrice, care ard cărbune cu conținut redus de sulf. În majoritatea situațiilor, s-a observat reducerea rezistivității, similar cu cazul condiționării cu SO_3, însă pH-ul cenuşii zburătoare creşte către valoarea neutră, în timp ce condiționarea cu SO_3 determină reducerea pH-ului de la 5,5 la 3,5 [4.38].

4.2.6. Proprietăți optice

Proprietățile optice ale aerosolilor sau ale dispersoizilor sunt deosebit de importante, în tehnicile de epurare. Prin intermediul acestor proprietăți, se apreciază, atât calitativ, cât şi cantitativ, gradul de poluare al atmosferei, cu substanțe aeropurtate.

Difuzia luminii, de către o singură particulă, depinde de mărimea, forma şi indicele de refracție al particulei. În cazul particulelor mari, difuzia luminii depinde şi de culoarea particulei.

Legea difuziei, a lui Rayleigh, este valabilă pentru particule mici, cu dimensiuni de până la 0,1 din lungimea de undă a luminii, şi arată că difuzia luminii este proporțională cu puterea a şasea a diametrului particulei şi invers proporțională cu puterea a patra a lungimii de undă a radiației utilizate. Deoarece lungimile de undă ale luminii, din spectrul vizibil, sunt cuprinse între 0,4 μm şi 0,8 μm, este evident că legea lui Rayleigh este aplicabilă numai particulelor foarte fine, mai mici de 0,05 μm, mai rar întâlnite în procesele tehnologice poluante.

Pentru particule mai mari de 0,05 μm, dispersia nu mai urmează o lege exponențială simplă. Particulele mai mari de câțiva microni difuzează lumina datorită reflexiei

pure, după o lege de proporţionalitate cu suprafaţa particulelor. Acest fenomen se constituie în principiul fizic al aparatelor optice, utilizate pentru măsurarea suprafeţelor specifice ale anumitor suspensii de particule.

Efectul mărimii particulelor, asupra difuziei luminii, este uşor observabil la fumul, obişnuit, de tutun. Fumul, proaspăt, de tutun este format din particule de gudron, foarte fine, având un diametru mediu de 0,25 μm (sensibil mai mic decât lungimea de undă a luminii vizibile). Diametrul particulelor fiind mai mic decât cea mai mică lungime de undă, din domeniul vizibil (spectrul corespunzător luminii albastre), rezultă că lumina albastră este cea mai puternic difuzată, de unde şi culoarea albastră a fumului, proaspăt, de tutun. Fumul de tutun expirat, de către fumător, pare să aibă culoare albă sau gri, datorită faptului că dimensiunea medie a particulelor de fum se măreşte, prin condensarea de vapori de apă pe particula iniţială, ajungând, astfel, la dimensiuni mai mari decât lungimea de undă a luminii vizibile. Pentru asemenea particule, lumina, cu toate lungimile sale de undă, este difuzată egal, astfel încât, în lumină albă, fumul apare alb.

Intensitatea unei raze luminoase, care traversează un dispersoid, relativ omogen, scade, pe măsura parcurgerii unui drum, prin acesta. Legea care dă extincţia razei luminoase este de forma

$$dI \approx -k \cdot I \cdot dx\,, \qquad (4.28)$$

în care, semnificaţia notaţiilor este:
k - constantă care defineşte dispersoidul şi depinde de densitatea de particule, pe unitatea de volum, de mărimea particulelor, de forma şi de distribuţia mărimii acestora;
dx - lungimea elementară a stratului parcurs;
I - valoarea intensităţii luminoase a razei, după parcurgerea stratului.

Expresia integrală a relaţiei (4.28) este de forma

$$I = I_o \cdot e^{-kx} \qquad (4.29)$$

şi este cunoscută, în fizică, sub denumirea de legea lui Lambert, care arată că intensitatea luminoasă scade exponenţial cu grosimea stratului de dispersoid.

Pe baza legii lui Lambert, s-au realizat aparate pentru determinarea concentraţiei prafului, din atmosferă. Măsurarea continuă a concentraţiei prafului, la nivelul coşurilor de fum, se realizează cu *opacimetre*, aparate care compară două raze luminoase, emise de o sursă unică, o rază trecând prin mediul contaminat, iar cealaltă printr-un mediu etalon.

4.3. Tehnici de depoluare

Pentru alegerea soluţiei optime de colectare a substanţelor aeropurtate, trebuie să se ţină seama de o serie de factori, ce caracterizează dispersoidul, dependenţi, în princi-

pal, de procesul tehnologic ce îl generează, dar şi de normele de emisie ce trebuie respectate, în strânsă legătură cu densitatea populaţiei şi cu caracteristicile geografice şi geodezice ale amplasamentului. Dintre factorii cei mai importanţi, pot fi enumeraţi următorii:

- ✓ proprietăţile fizice şi chimice ale particulelor;
- ✓ domeniul de variaţie al concentraţiei particulelor (încărcarea dispersoidului);
- ✓ domeniul de variaţie al debitului de gaz, evacuat de procesul tehnologic;
- ✓ temperatura şi presiunea gazului;
- ✓ umiditatea;
- ✓ natura gazului, în care flotează particulele, prezentând importanţă deosebită solubilitatea şi agresivitatea chimică a gazului;
- ✓ spaţiul disponibil, instalării sistemului de filtrare şi colectare a particulelor;
- ✓ valorile normate pentru substanţa poluantă, atât cele referitoare la calitatea aerului, cât şi a solului, în puncte de măsură precis stabilite;
- ✓ costurile de investiţie şi de exploatare a instalaţiei de depoluare.

Valorile normate pentru cantitatea maximă admisibilă de substanţă poluantă reprezintă datele de intrare, esenţiale, în analizele efectuate pentru adoptarea instalaţiei de depoluare. Tocmai aceste valori pot conduce la necesitatea instalării mai multor echipamente de depoluare, ce funcţionează, în serie, pe fluxul de gaz. În majoritatea situaţiilor, criteriile de mai sus restrâng gama de echipamente de depoluare, utilizabile pentru un anumit dispersoid industrial, la unu sau două echipamente de bază.

Dependenţa costurilor totale, necesare depoluării dispersoizilor, şi a rezultatelor depoluării, de calitatea aerului evacuat este redată în figura 4.11 [4.34].

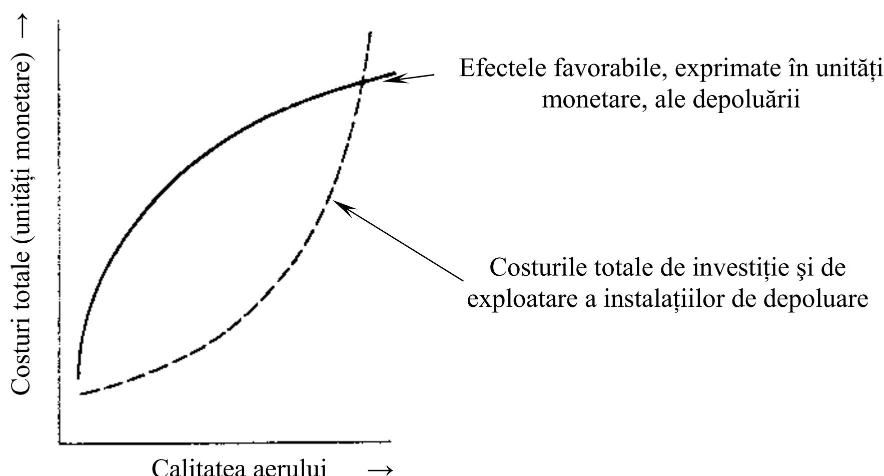


Fig. 4.11. Dependenţa cheltuielilor totale necesare depoluării dispersoizilor şi a efectelor favorabile ale depoluării funcţie de nivelul de calitate al aerului depoluat

În general, se poate anticipa că efectele depoluării cresc, iniţial, pentru o creştere relativ mică a cheltuielilor, pentru ca, ulterior, când se urmăreşte un control mai bun al gradului de poluare, costurile cu depoluarea să crească mult mai mult decât cresc efectele favorabile ale acesteia.

Dacă se urmăreşte o mai bună calitate a aerului, decât aceea corespunzătoare intersecţiei celor două curbe, trasate în figura 4.11, este de aşteptat o creştere, foarte rapidă, a cheltuielilor totale, pentru creşteri mici ale efectelor favorabile ale depoluării.

Principalele categorii de instalaţii de depoluare a substanţelor aeropurtate sunt:

- ✓ instalaţii de separare mecanică, din cadrul cărora fac parte camerele de sedimentare gravitaţională şi separatoarele centrifugale; în aceste instalaţii sunt utilizate forţele de gravitaţie şi cele de inerţie, pentru a extrage particulele, din fluxul de gaz;
- ✓ colectoare umede, reprezentate, în principal, de scruberele Venturi, în interiorul cărora se pulverizează particule fine de lichid, pentru a reţine particulele solide;
- ✓ filtre cu saci, mediul filtrant fiind format din diverse materiale, ţesute sau neţesute, precum şi din fibre, de la cele organice, la fibrele de sticlă;
- ✓ instalaţii de separare electrostatică sau electrofiltre.

Având în vedere dependenţa dintre eficienţa colectării particulelor şi dimensiunile acestora (reprezentată schematic în figura 4.1), este de aşteptat ca diferitele tipuri de instalaţii de depoluare să aibă domenii de utilizare, în strânsă legătură cu granulometria particulelor, rezultate din procesele tehnologice. Pentru exemplificare, în figura 4.12 este dată dependenţa dintre eficienţa separării dispersoizilor şi dimensiunile particulelor, fiind evidenţiate domeniile de aplicabilitate a tehnicilor de depoluare.

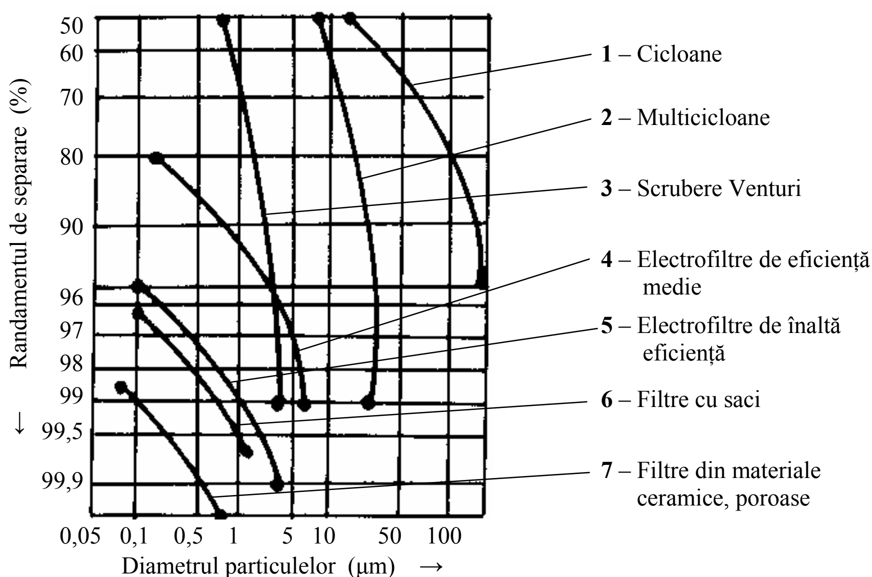


Fig. 4.12. Eficienţa captării, funcţie de granulometria particulelor aeropurtate

Trebuie menţionat faptul că, anumite tipuri de instalaţii, destinate separării suspensiilor, reţin şi alţi poluanţi. Eficienţa acestora, atât în ceea ce priveşte reţinerea particulelor, cât şi a altor poluanţi, este evidenţiată, simbolic, în tabelul 4.11.

Tabelul 4.11. Eficienţa diverselor tehnologii de captare a substanţelor aeropurtate

Tehnologia \ Poluant	Pulberi	Metale grele		Gaze acide		NO_x	Dioxine furani	COV	CO
		Solid	Gaz (Hg)	HCl, HF, HBr	SO_x				
Separatoare centrifugale	*	-	-	-	-	-	-	-	-
Scrubere Venturi	**	**	*	**	-	-	*	*	-
Filtre cu saci	***	***	-	-	-	-	*	-	-
Electrofiltre	***	**	-	-	-	-	-	-	-

*- tehnologie utilizabilă pentru tratare parţială; ** - tehnologie eficientă;
*** - tehnologie de înaltă eficienţă.

4.3.1. Instalaţii de separare mecanică

În categoria instalaţiilor de separare mecanică pot fi incluse camerele de sedimentare gravitaţională şi separatoarele centrifugale, ultimele putând fi de tip ciclon sau multiciclon, statice sau dinamice.

4.3.1.1. Camere de sedimentare gravitaţională

Forţa de gravitaţie este singura forţă utilă în astfel de instalaţii, efectul de separare manifestându-se atunci când viteza de sedimentare (v_s) este de minimum 13 cm/s.

Având în vedere dependenţa vitezei de sedimentare de dimensiunile particulelor, rezultă că această tehnologie poate fi aplicată numai pentru reţinerea particulelor având diametrul d_p > 100 μm, după unii autori [4.3], sau d_p > 50 μm, după alţi autori [4.34]. Dacă densitatea substanţei, din care sunt formate particulele, este suficient de mare, pot fi reţinute chiar particulele ce au diametru $d_p \geq 10$ μm [4.34].

Pentru ca particulele sedimentate să nu fie reantrenate, de către fluxul de gaze, viteza de curgere a acestora trebuie să fie relativ uniform distribuită, în întreaga cameră de sedimentare, şi să fie mai mică de 300 cm/s. Practic, însă, este preferabilă utilizarea unor viteze de curgere a gazelor de numai 30 cm/s.

Teoretic, pentru a obţine un randament de separare de 100 %, trebuie ca timpul necesar căderii unei particule, având diametrul d_p, pe toată înălţimea, H, a camerei de sedimentare, să fie mai mic sau cel mult egal cu timpul necesar parcurgerii lungimii, L, a acesteia (figura 4.13). Astfel, pentru cele mai mici particule, care ar putea fi complet reţinute, poate fi scrisă egalitatea

$$t = \frac{H}{v_s} = \frac{L}{v_g}, \tag{4.30}$$

valabilă în ipoteza în care componenta orizontală a vitezei particulelor este egală cu viteza de curgere a gazului (v_g).

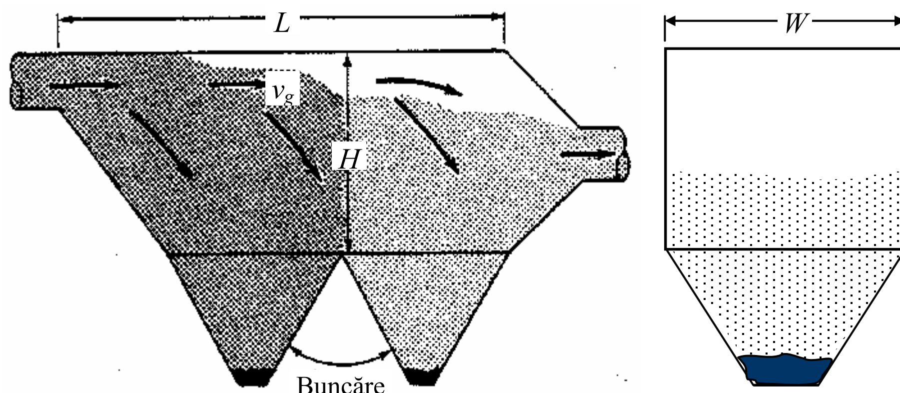


Fig. 4.13. Reprezentarea schematică a unei camere de sedimentare gravitaţională

Din relaţia (4.30), păstrând notaţiile dimensiunilor geometrice ale camerei de sedimentare, conform celor din figura 4.13, se obţine

$$v_s = \frac{v_g \cdot H}{L} = \frac{Q_g}{L \cdot W} = f(d_p), \tag{4.31}$$

în care, Q_g reprezintă debitul volumic de gaz, iar $v_s = f(d_p)$ poate fi determinată din nomograme, de forma celor date în figura 4.4.

Chiar dacă legea lui Stokes, dată de relaţia (4.11) este imprecisă, în cazul suspensiilor de particule având diametrul mai mare de 50 μm, ea poate fi, totuşi, aplicată pentru a determina diametrul minim al particulelor care se sedimentează, în totalitate. Astfel, din relaţiile (4.11) şi (4.31) se obţine

$$d_{p\min} = \sqrt{\frac{18 \cdot \mu \cdot H \cdot v_g}{L \cdot g \cdot \rho_p}}, \tag{4.32}$$

din care se poate observa că diametrul particulelor, care pot fi eficient reţinute, scade la scăderea raportului H/L. Pentru reţinerea, eficientă, a unor particule de dimensiuni mici, se adoptă soluţia tehnică a instalării unor şicane orizontale, distanţa dintre acestea fiind de ordinul a 15 ÷ 20 cm. Prin instalarea acestor şicane, se obţine creşterea lungimii canalului de gaz (L) şi, deci, reducerea raportului H/L. În acelaşi scop şi, în plus, pentru reducerea vitezei de curgerea gazelor, instalaţiile industriale sunt realizate prin dispunerea, în paralel, a câtorva camere de sedimentare gravitaţională.

Randamentul de colectare a particulelor, având diametrul mai mic decât cel minim de 100 % colectare, poate fi calculat cu relația

$$\eta_d = \frac{v_s L}{v_g H} \cdot 100 = \frac{v_s L W}{Q_g} \cdot 100 \text{ (\%)}. \tag{4.33}$$

Turbulențele şi reantrenarea particulelor depuse sunt fenomene care trebuie luate în considerare, în procesul tehnologic de sedimentare gravitațională. În calculele inginereşti, nu este necesar să se trateze, în detaliu, aceste fenomene complexe, considerându-se suficientă aproximația, prin care se adoptă o viteză de sedimentare a particulelor de două ori mai mică decât aceea dată de legea lui Stokes [4.34].

Camerele de sedimentare gravitațională se caracterizează prin:

- ✓ costuri de instalare reduse;
- ✓ costuri de operare foarte reduse (consum foarte redus de energie);
- ✓ costuri de întreținere reduse;
- ✓ foarte înaltă fiabilitate;
- ✓ pot fi realizate dintr-o gamă largă de materiale, relativ ieftine;
- ✓ au dimensiuni de gabarit foarte mari;
- ✓ eficiență redusă a colectării sau, chiar, foarte redusă, atunci când dispersoidul se caracterizează prin concentrații mari de particule fine.

Rezultă, astfel, că acest tip de instalații pot fi utilizate, în condiții de eficiență economică, doar pentru presepararea particulelor grosiere. Presepararea este utilă, mai ales atunci când concentrațiile de praf sunt foarte mari sau atunci când particulele grosiere pot provoca defecțiuni la instalațiile de colectare, situate în aval de camera de sedimentare gravitațională.

4.3.1.2. Separatoare centrifugale

Separatoarele centrifugale sau de tip ciclon utilizează forța centrifugă, ce acționează asupra particulelor, solide sau lichide, dintr-un flux de gaz, având o deplasare intens turbionară.

Din punct de vedere constructiv, aceste separatoare pot fi statice, realizate dintr-o singură cameră sau din camere tubulare, multiple, sau dinamice, în acest ultim caz, construcția fiind similară cu aceea a unui ventilator centrifugal.

Cele mai utilizate tipuri de separatoare centrifugale sunt cele cu turbion descendent (figura 4.14,a) şi cele cu aripioare axiale (figura 4.14,b), ambele făcând parte din categoria cicloanelor statice. Practic, cele două tipuri de cicloane se deosebesc numai prin modul de formare a turbionului de gaz. Astfel, în cazul ciclonului clasic, mişcarea de rotație se obține prin introducerea gazului, tangențial la peretele cilindric al ciclonului. În cazul cicloanelor cu aripioare axiale, mişcare de rotație a gazului se obține la trecerea acestuia printr-un inel de aripioare axiale, profilate corespunzător.

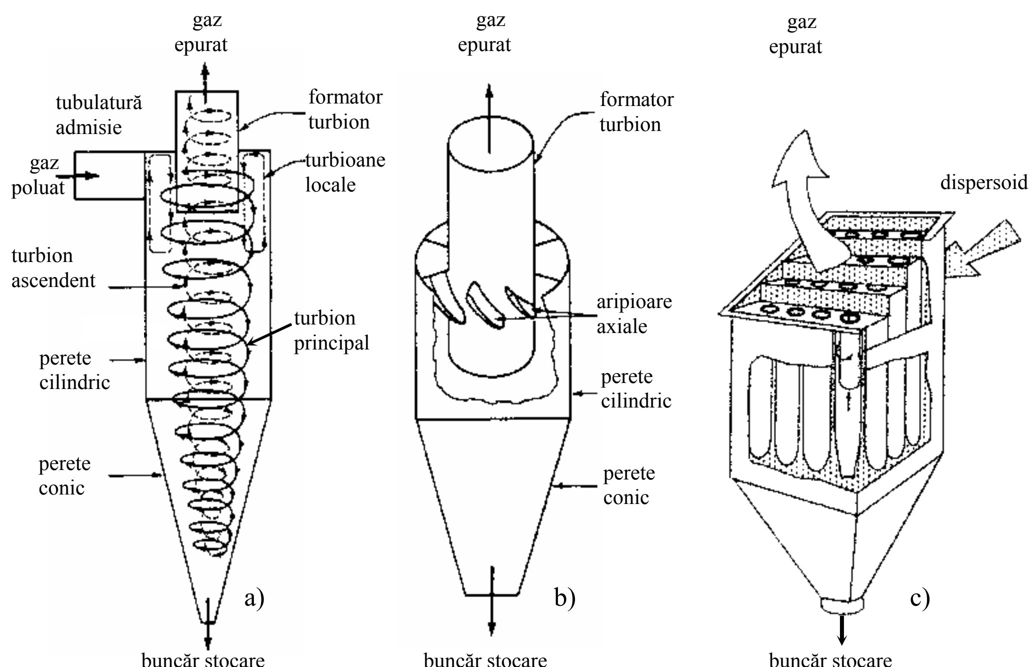


Fig. 4.14. Tipuri de separatoare centrifugale: a) – cu turbion descendent; b) – cu aripioare axiale; c) – multiciclon, baterie de separatoare centrifugale tubulare (multitub).

Datorită tendinţei de păstrare a mişcării rectilinii a particulelor, atunci când fluxul de gaz îşi schimbă direcţia, acestea se deplasează pe pereţii cilindrici şi conici ai camerelor de separare centrifugală, alunecând, ulterior, la partea inferioară a acestora, unde sunt colectate, în buncărele de stocare temporară.

Gazul epurat începe, în zona conică a camerei de separare, o mişcare ascendentă, creând, astfel, turbionul central de gaz epurat, care este evacuat, prin interiorul cilindrului formator de turbion.

Camerele de separare centrifugală sunt utilizate, mai ales, pentru separarea particulelor mai mari de 10 μm, existând cicloane, de înaltă eficienţă, care pot reţine chiar particule cu diametre de până la 5 μm [4.3, 4.34]. Trebuie menţionat, însă, că aceste instalaţii nu separă, satisfăcător, particulele de dimensiuni mici, pe suprafaţă cărora sunt adsorbite metale grele [4.3].

Gradul de separare, specific acestor instalaţii, este mai mare de 90 %, dacă dimensiunile particulelor sunt mai mari de 25 μm şi descreşte, rapid, la scăderea dimensiunilor, sub un anumit prag, specific tipului constructiv al instalaţiei (figura 4.15).

Cicloanele de mari dimensiuni au eficienţă redusă, însă pot trata debite mari de gaz poluat, astfel încât pot fi utilizate, cu succes, ca instalaţii de preseparare a particulelor mari, înaintea dirijării fluxului de gaz, către alte componente ale instalaţiei.

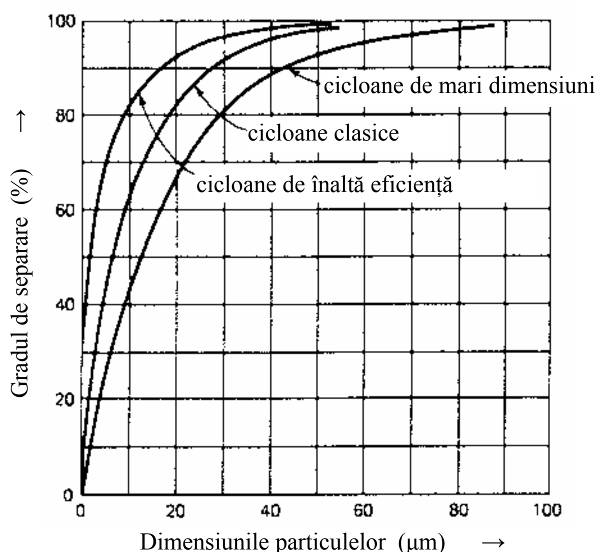


Fig. 4.15. Gradul de separare al diferitelor tipuri de cicloane funcție de dimensiunile particulelor, aflate în suspensie în gaz

Indiferent, însă, de dimensiunile ciclonului, există anumite rapoarte tipice între dimensiunile unui tub de separare centrifugală. Aceste dimensiuni, standard, sunt date în tabelul 4.12 [4.34].

Tabelul 4.12. Rapoartele dimensionale standard ale cicloanelor

Dimensiunea	Simbolul	Raportul
Diametrul interior al camerei cilindrice	D_o	**1**
Lungimea cilindrului	L_1	$2\cdot D_o$
Înălțimea trunchiului de con	L_2	$2\cdot D_o$
Diametrul la ieşirea din zona conică	D_e	$D_o/2$
Diametrul tubulaturii de evacuare a gazului epurat	D_d	$D_o/4$
Înălțimea canalului de admisie a gazului poluat	H	$D_o/2$
Lățimea canalului de admisie a gazului poluat	W	$D_o/4$

Variabilele care influențează, semnificativ, gradul de separare al unui ciclon pot fi evidențiate din analiza următoare. După intrarea gazului poluat în ciclon, particulele vor efectua N mişcări de revoluție (ce se inițiază la partea superioară a formatorului de turbion), înainte ca gazul să intre în zona de formare a turbionului central şi să înceapă mişcarea ascendentă. Acest număr de mişcări de revoluție se poate aproxima [4.34]

$$N = \frac{1}{H} \cdot \left(L_1 + \frac{L_2}{2} \right), \tag{4.35}$$

dimensiunile având semnificaţia din tabelul 4.12.

Principala ipoteză simplificatoare, a modelului analitic, este aceea a repartizării uniforme a particulelor în fluxul de gaz, la intrarea acestuia în ciclon.

Pentru ca toate particulele, având diametrul d_p, să fie complet evacuate, din fluxul de gaz, trebuie ca particulele, care intră în ciclon, la distanţa maximă faţă de peretele acestuia (R_i), impusă de lăţimea canalului de admisie a gazului (W), să se deplaseze, până la peretele ciclonului, pe distanţa $R_0 - R_i = W$, înainte ca numărul complet de mişcări de revoluţie ale gazului (N) să se fi finalizat. Evident, toate particulele de acelaşi diametru, situate într-o poziţie intermediară, în raport cu peretele ciclonului ($R_i<R<R_o$), vor fi colectate.

Dacă se notează cu R_{min} distanţa minimă, faţă de axa longitudinală a ciclonului, pentru care toate particulele de diametru d_p sunt reţinute în ciclon, atunci randamentul de separare poate fi calculat cu o relaţie de forma [4.34]

$$\eta_d = \frac{R_0 - R_{\min}}{R_0 - R_i}. \tag{4.36}$$

Cantitatea de la numitor este egală cu lăţimea canalului de admisie, astfel încât trebuie determinată doar diferenţa (R_0 - R_{min}). Această distanţă este, însă, egală cu produsul dintre componenta normală, la direcţia fluxului de gaz, a vitezei particulelor (v_n) şi timpul în care gazul se află în zona turbionului descendent principal (Δt).

Dacă se neglijează forţa gravitaţională, viteza radială a particulelor rezultă la echilibrul forţei centrifuge cu forţa datorată deplasării, cu frecare, în gaz, iar viteza tangenţială a particulelor (v_t) se poate considera ca fiind egală cu viteza gazului, de la ieşirea din canalul de admisie (v_g). Evident, viteza tangenţială, instantanee, a particulelor este dependentă de raza R, a cercului pe care acestea se deplasează, însă, pentru simplificare, această raza se poate considera ca fiind egală cu media aritmetică a dimensiunilor R_0 şi R_i.

În aceste condiţii, dacă se consideră că deplasarea particulei este de tip Stokes (vezi relaţia 4.7) atunci echilibrul de forţe poate fi scris sub forma

$$\frac{\rho_g \cdot A \cdot C_f \cdot v_n^2}{2} = m_p \cdot \frac{v_t^2}{R} \Leftrightarrow \frac{\rho_g \cdot \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot \frac{24}{\text{Re}} \cdot v_n^2}{2} = \rho_p \cdot \left(\frac{\pi d_p^3}{6}\right) \cdot \frac{v_t^2}{R} \Leftrightarrow \tag{4.37}$$
$$\Leftrightarrow \quad v_n = \frac{\rho_p \cdot d_p^2 \cdot v_t^2}{18 \cdot \mu \cdot R}$$

Dacă viteza radială se consideră constantă, pe tot parcursul dintre punctul situat la distanţa R_{min} şi cel situat la distanţa R_0, faţă de axul ciclonului, atunci, din această mişcare uniformă, rezultă componenta normală a vitezei particulelor

$$v_n = \frac{R_0 - R_{\min}}{\Delta t}. \tag{4.38}$$

În acelaşi timp, intervalul de timp, în care particula rămâne în turbionul descendent, principal, poate fi calculat cu relația

$$\Delta t = \frac{2\pi RN}{v_g}. \tag{4.39}$$

Din relațiile (4.37), (4.38) şi (4.39) se obține

$$R_0 - R_{\min} = \frac{\pi \cdot N \cdot \rho_p \cdot d_p^2 \cdot v_g}{9 \cdot \mu}, \tag{4.40}$$

rezultând, astfel, relația de calcul a randamentului de colectare, de forma

$$\eta_d = \frac{\pi \cdot N \cdot \rho_p \cdot d_p^2 \cdot v_g}{9 \cdot \mu \cdot W} = \frac{\pi \cdot N \cdot \rho_p \cdot d_p^2 \cdot Q_g}{9 \cdot \mu \cdot H \cdot W^2}, \tag{4.41}$$

în care, Q_g este debitul volumic de gaz.

Din relația (4.41), pot fi evidențiați parametrii care influențează eficiența colectării particulelor, în instalațiile de separare centrifugală:

- ✓ viteza tangențială a gazului, la intrarea în camera cilindrică a ciclonului (v_g);
- ✓ densitatea particulelor (ρ_p);
- ✓ diametrul particulelor (d_p);
- ✓ vâscozitatea gazului (μ), aceasta crescând, la creşterea temperaturii;
- ✓ numărul de mişcări de revoluție, pe care le efectuează gazul în ciclon (N), acest număr crescând, la creşterea lungimii ciclonului;
- ✓ dimensiunile canalului de admisie a gazului, în ciclon (H şi W).

Trebuie arătat că există o dificultate în interpretarea corelației dintre eficiența colectării şi diametrul particulelor. Astfel, datorită dependenței de pătratul diametrului particulelor, rezultă că, peste o anumită valoare a diametrului, finită, randamentul devine egal cu 100 % şi rămâne constant, la această valoare, situație care nu concordă cu realitatea. Pentru a depăşi acest inconvenient, s-au realizat experimente care au condus la concluzia unei creşteri, aproximativ, exponențiale a randamentului, la creşterea lineară a diametrului particulelor. De asemenea, au fost obținute o serie de relații empirice, care exprimă corelația dintre randamentul separării şi diametrul particulelor. În acest sens, Lapple a propus curbe de dependență a eficienței separării de raportul dintre diametrul particulelor şi acel diametru, pentru care randamentul de separare este de 50 % ($d_{p,50\%}$). O astfel de curbă, obținută prin experimente, efectuate pe cicloane având proporții ale dimensiunilor geometrice apropiate de cele standard (tabelul 4.12), este dată în fig. 4.16.

Unele curbe similare, date de companiile producătoare de instalații de cicloane, prezintă o eficiență puțin mai redusă, decât aceea dată de curba lui Lapple, dar numai pentru valori supraunitare ale raportului $d_p/d_{p,\,50\%}$.

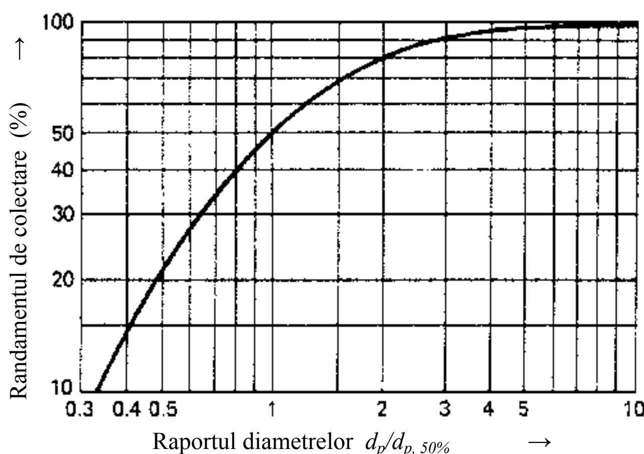


Fig. 4.16. Dependenţa eficienţei cicloanelor de raportul dintre diametrul particulelor şi acel diametru al particulelor pentru care gradul de separare este de 50 % [4.15]

Pe lângă parametrii enumeraţi anterior, experimentele au demonstrat că şi calitatea suprafeţei interioare, a carcaselor cicloanelor, influenţează, semnificativ, eficienţa colectării, o prelucrare avansată a acestei suprafeţe împiedicând formarea de turbulenţe, în vecinătatea zonei de colectare.

De asemenea, creşterea randamentului de separare se poate obţine şi prin creşterea dimensiunilor cicloanelor, la un acelaşi debit volumic de gaz (păstrând, pe cât posibil, rapoartele standard), prin creşterea căderii de presiune, pe întregul ciclon, sau prin aplicarea, simultană, a celor două metode.

Evident, proiectarea corectă a cicloanelor trebuie să conducă la un optim între cele două tendinţe contrare: creşterea eficienţei colectării particulelor şi reducerea căderii de presiune în ciclon. În general, randamentele ridicate implică căderi de presiune mai mari şi, implicit, consum de energie mai mare.

Căderea de presiune (Δp) poate fi calculată cu o relaţie empirică de forma [4.34]

$$\Delta p = \frac{K \cdot Q_g^2 \cdot p \cdot \rho_g}{T}, \tag{4.42}$$

p şi T reprezentând presiunea, respectiv temperatura gazului, iar K este un factor de corecţie, determinat empiric, având valoarea dependentă de diametrul ciclonului astfel:

$D_0 = 75\ cm$ → $K = 10^{-4}$;
$D_0 = 40\ cm$ → $K = 10^{-3}$;
$D_0 = 20\ cm$ → $K = 10^{-2}$;
$D_0 = 11\ cm$ → $K = 10^{-1}$.

Se poate observă că pierderea de presiune este proporţională cu pătratul vitezei gazului, în timp ce randamentul de separare are o dependenţă lineară, de viteza gazului.

În cicloanele clasice, căderea de presiune este cuprinsă între 1,2 mbar şi 5 mbar, iar în cele de înaltă eficienţă (95 %), aceasta poate atinge 15 mbar.

Instalaţiile industriale sunt realizate, uzual, sub formă de multicicloane (figura 4.14,c), tuburile acestora având diametre cuprinse între 15 cm şi 25 cm, la viteze de curgere a gazelor de 15 ÷ 20 m/s şi debite tratate de ordinul a 15 ÷ 30 m^3/ min şi tub. Există, totuşi, şi instalaţii industriale realizate sub formă de ciclon tubular unic, mai ales din categoria celor cu ciclon principal descendent, care tratează debite de gaz cuprinse între 1 m^3/ min şi 900 m^3/ min.

Realizarea constructivă a cicloanelor este simplă, în special datorită lipsei componentelor aflate în mişcare, fapt care implică fiabilitate ridicată şi mentenanţă uşor de realizat, mai ales atunci când tuburile sunt tipizate.

Cicloanele cu aripioare axiale prezintă dezavantajul erodării acestora, în contact cu particulele abrazive, şi al posibilităţii de obturare a spaţiului dintre aripioare. Dezavantajul major al cicloanelor cu turbion principal descendent este acela al creşterii dimensiunilor şi a costurilor, atunci când se urmăreşte obţinerea unor randamente de separare mari. În consecinţă, atunci când trebuie să se instaleze un ciclon, este preferabil să se analizeze, mai întâi, varianta cu aripioare axiale sau să se încerce utilizarea combinată a ambelor tipuri de instalaţii statice, de sedimentare centrifugală.

Dacă condiţiile de operare se schimbă, în raport cu cele nominale, pot fi utilizate o serie de relaţii de estimare a eficienţei cicloanelor, în noile condiţii de operare. Astfel, pentru două condiţii de operare, notate cu *a* şi respectiv *b*, diferite prin debitul de gaz epurat (Q_g), prin vâscozitate (μ), prin densitatea gazului (ρ_g) şi, respectiv, prin concentraţia maximă de particule, aflate în suspensie (C_p), pot fi utilizate relaţiile de estimare, de forma [4.34]

$$\begin{cases} \dfrac{100-\eta_a}{100-\eta_b} = \sqrt{\dfrac{Q_b}{Q_b}}; & \dfrac{100-\eta_a}{100-\eta_b} = \sqrt{\dfrac{\mu_a}{\mu_b}}; \\ \dfrac{100-\eta_a}{100-\eta_b} = \sqrt{\dfrac{\rho_p-\rho_{gb}}{\rho_p-\rho_{ga}}}; & \dfrac{100-\eta_a}{100-\eta_b} = \left(\dfrac{C_{pb}}{Ca}\right)^{0,183}. \end{cases} \tag{4.43}$$

Ca şi în cazul instalaţiilor statice, în cazul cicloanelor dinamice forţa utilă este forţa centrifugă, numai că, spre deosebire de cazul cicloanelor statice, aceasta este generată de un rotor cu palete, având construcţia similară ventilatoarelor centrifugale. La aceeaşi capacitate, cicloanele dinamice pot dezvolta forţe centrifuge, de până la şapte ori mai mari, decât cicloanele statice.

Rotorul centrifugal aspiră gazul contaminat, pe direcţie axială, schimbând-i, ulterior, direcţia, cu 90°, aşa cum se poate observa în figura 4.17.

Particulele sunt aruncate, spre exteriorul rotorului, de unde sunt preluate de un flux de aer secundar, care le evacuează, din ciclon.

Deoarece ciclonul funcţionează similar unui ventilator de gaze, nu se pune problema căderilor de presiune. Trebuie menţionat, totuşi, că cicloanele dinamice au con-

sumuri energetice mai mari decât ventilatoarele centrifugale, de aceeaşi capacitate.

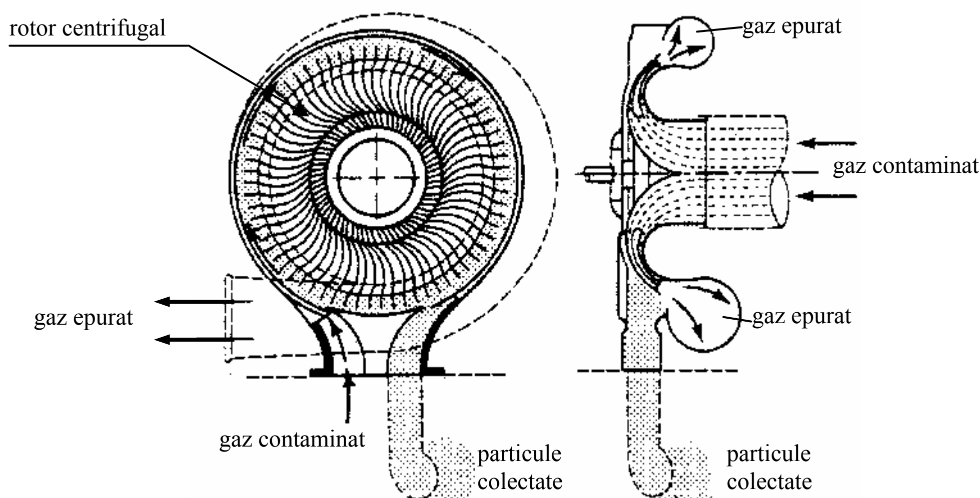


Fig. 4.17. Reprezentarea schematică a unui separator centrifugal dinamic [4.34]

Cicloanele dinamice sunt utilizate, în special, pentru colectarea particulelor foarte fine, fiind, astfel, larg răspândite în industria alimentară, farmaceutică şi în aceea de prelucrare a lemnului.

4.3.2. Colectoare umede

În instalaţiile de colectare umedă a particulelor, aflate în suspensie în gaz, se utilizează un lichid, de obicei apa, pentru a reţine particulele de praf sau pentru a creşte dimensiunile aerosolilor. În astfel de instalaţii, pot fi reţinute particule, având diametre cuprinse între 0,1 μm şi 20 μm, indiferent dacă sunt în stare solidă sau lichidă.

Principalele categorii de colectoare umede sunt:

- ✓ scrubere (turnuri de spălare) cu cameră de pulverizare;
- ✓ cicloane umede (scrubere ciclon);
- ✓ scrubere Venturi, instalaţiile din această categorie fiind cel mai utilizate.

Trebuie menţionat că există instalaţii de spălare (scrubere) destinate absorbţiei gazelor sau a unor componente poluante din amestecurile de gaze şi chiar scrubere utilizate cu dublu scop, de reţinere a gazelor şi a particulelor contaminante.

Din punct de vedere constructiv, aceste instalaţii sunt mai complexe decât separatoarele centrifugale, datorită, în principal, sistemelor de dispersie a lichidului. Cu cât particulele de lichid sunt mai fine, cu atât este mai bun contactul, dintre acestea şi particulele solide sau aerosoli, crescând gradul de colectare. În acelaşi timp, însă, creşterea

fineții picăturilor de lichid implică un consum mai mare de energie, pentru atomizarea acestora. De asemenea, spre deosebire de instalațiile de separare uscată, colectoarele umede prezintă dezavantajul necesității tratării nămolului de proces (levigatului), inerent în funcționarea acestora. Evident, sunt situații în care nămolul de proces este mai uşor de transportat şi de tratat, decât praful uscat, însă, rămâne de soluționat problema contaminării apei şi, deci, a transferării poluantului, din atmosferă în apele freatice sau de suprafață. Un alt dezavantaj este acela al tendinței crescute de corodare a materialelor constructive ale instalației, în prezența unor substanțe agresive şi a apei.

Oricare ar fi fenomenul fizic, care stă la baza colectării umede (impact inerțial - specific particulelor mari, intercepție directă sau difuzie), este esențial să aibă loc ciocniri între particulele de substanță contaminantă şi picăturile lichidului de lucru.

Pentru a evidenția o parte din parametrii care influențează gradul de separare al colectoarelor umede, poate fi realizat un model analitic, simplificat, al procesului de separare umedă. Astfel, poate fi considerată o particulă sferică, deplasată, de către fluxul de gaz, către o picătură de lichid de lucru. La o anumită distanță, în amonte de picătură, particulele părăsesc liniile imaginare ale fluxului de gaz (care-şi schimbă direcția în vecinătatea picăturii), îndreptându-se, rectiliniu, către picătură. Începând din acest moment, principalele forțe care acționează asupra particulei sunt forța de inerție şi forța de frecare, ce apare la deplasarea particulei, în fluxul de gaz. Se neglijează, astfel, forțele de gravitație, de natură electrică, magnetică şi termodinamică.

La echilibrul forțelor de inerție şi de frecare, particula îşi încetează deplasarea sa, către picătură, viteza relativă, dintre acestea, devenind nulă. Din acest moment, ambele corpuri se deplasează cu viteza impusă de fluxul de gaz. Distanța parcursă de particulă, din momentul în care părăseşte liniile de flux ale gazului şi până în momentul în care viteza sa relativă, față de picătură, devine nulă, se numeşte *distanță de oprire* (x_s). Rezultă, astfel, că cele două corpuri se vor ciocni, numai dacă distanța de oprire este mai mare decât distanța dintre particulă şi picătură, în momentul în care fluxul de gaz îşi schimbă direcția.

S-a demonstrat, atât pe cale analitică, cât şi prin experiment, că eficiența separării creşte odată cu creşterea raportului dintre distanța de oprire (x_s) şi diametrul picăturilor lichidului de lucru (d_l) [4.34]:

$$N_i = x_s / d_l \,. \tag{4.44}$$

Dacă se consideră că mişcarea particulelor este conformă legii lui Stokes, atunci, la echilibrul forțelor de inerție şi de frecare, se poate scrie relația (vezi § 4.2.3)

$$m_p \cdot \frac{dv_p}{dt} + \frac{\rho_g \cdot A \cdot C_f \cdot \dfrac{v_p}{K_C}}{2} = 0\,, \tag{4.45}$$

în care se introduce şi coeficientul de corecție Cunnigham (K_C), deoarece aceste instalații pot reține şi particule având diametrul mai mic de 5 μm.

Ecuaţia (4.45) poate fi scrisă, pentru particule sferice, sub forma

$$\frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot \rho_p \cdot \frac{dv_p}{dt} + \frac{3 \cdot \mu \cdot \pi \cdot d_p \cdot v_p}{K_C} = 0, \tag{4.46}$$

indicele p simbolizând referirea la particulele de substanţă contaminantă şi nu la picăturile de lichid de lucru.

În aplicaţiile practice, interesează mai puţin evoluţia în timp a vitezei particulelor, prezentând importanţă evoluţia spaţială a acestora, în raport cu picăturile de lichid de lucru. În acest sens, poate fi făcut artificiul de calcul

$$\frac{dv_p}{dt} = \frac{dv_p}{dx} \cdot \frac{dx}{dt} \quad \text{în care} \quad \frac{dx}{dt} = v_p. \tag{4.47}$$

Din relaţiile (4.46) şi (4.47) se obţine ecuaţia diferenţială

$$\frac{d_p^2 \cdot \rho_p}{6} \cdot \frac{dv_p}{dx} + \frac{3 \cdot \mu}{K_C} = 0. \tag{4.48}$$

Ecuaţia (4.48) poate fi integrată, în sensul determinării distanţei de oprire (x_s). Pentru aceasta, se face observaţia că particula parcurge distanţa de oprire, în timp ce viteza sa relativă scade, de la o valoare iniţială ($v_{p,0}$), egală cu viteza fluxului de gaz - din momentul în care particula părăseşte liniile de câmp ale fluxului de gaz, până la zero. În consecinţă, ecuaţia (4.48) devine de forma

$$\int_0^{x_s} dx = -\int_{v_{p,0}}^{0} \frac{d_p^2 \cdot \rho_p \cdot K_C}{18 \cdot \mu} \cdot dv_p, \tag{4.49}$$

rezultând

$$x_s = \frac{d_p^2 \cdot \rho_p \cdot K_C}{18 \cdot \mu} \cdot v_{p,0} \tag{4.50}$$

şi

$$N_i = \frac{d_p^2 \cdot \rho_p \cdot K_C}{18 \cdot \mu \cdot d_l} \cdot (v_g - v_l), \tag{4.51}$$

în care, v_g este viteza relativă a fluxului de gaz (particulei), în raport cu aceea a picăturilor de lichid de lucru (v_l), în momentul în care acesta îşi schimbă direcţia.

Rezultă, astfel, că, pentru particule de o anumită dimensiune şi densitate, N_i este direct proporţional cu viteza relativă, dintre particule şi picăturile de lichid, şi invers proporţional cu diametrul picăturilor. Deci, pentru a se obţine un grad de separare satisfăcător, viteza relativă gaz – picături trebuie să fie mare, iar lichidul de lucru să fie cât mai fin dispersat, în fluxul de gaz de epurat.

Dependenţa dintre eficienţa colectării particulelor de material poluant şi cantita-

tea adimensională, N_i, ce caracterizează impactul dintre particule şi picături, este reprezentată în figura 4.18 [4.34], atât pentru situații pur teoretice (deplasarea particulelor în gaze ideale, fără frecare), cât şi pentru situații reale.

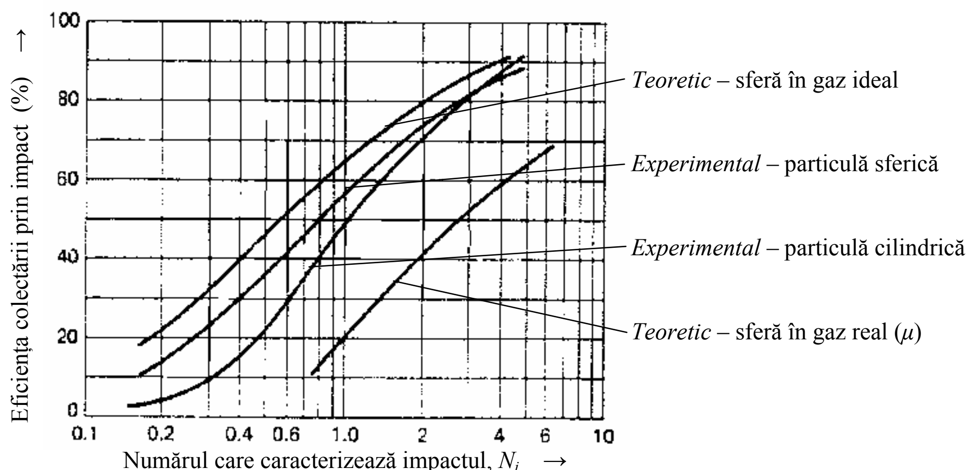


Fig. 4.18. Dependență gradului de colectare prin impact funcție de N_i

Datorită numărului mare de ipoteze simplificatoare, modelul analitic, prezentat anterior, nu este suficient de precis, pentru evaluarea eficienței instalațiilor reale. Motivul principal este acela că viteza relativă a particulelor, în raport cu aceea a picăturilor de lichid de lucru, depinde, esențial, de diametrul picăturilor. Acest tip de dependență este întâlnit, atât în cazul scruberelor Venturi, sisteme caracterizate prin viteze mari de lucru, cât şi în cazul turnurilor de spălare cu cameră de pulverizare.

În cazul scruberelor Venturi, gazul, circulând cu viteză mare, în zona de lucru, accelerează, semnificativ, picăturile mici de lichid.

În cazul scruberelor cu cameră de pulverizare, unde viteza picăturilor nu este influențată de viteza gazului, ci doar de forța gravitațională, viteza de sedimentare a picăturilor mari este mai mare decât aceea a picăturilor mici şi, deci, şi viteza relativă a particulelor, în raport picăturile mari, este mai mare.

Dacă se suprapun cele două categorii de efecte, prezentate anterior, rezultă că există o dimensiune optimă a picăturilor de lichid de lucru, pentru fiecare diametru al particulelor de substanță contaminantă. Acest aspect este ilustrat prin curbele din figura 4.19 [4.34], valabile pentru particule cu densitatea de $2g/cm^3$ şi care urmează a fi colectate într-un turn de spălare gravitațional (scruber cu cameră de pulverizare).

Din figura 4.19, se poate observa rapida descreştere a probabilității de producere a unei ciocniri, între particule şi picăturile de lichid de lucru, şi, implicit, a gradului de separare, la scăderea diametrului picăturilor, sub 100 μm. De asemenea, se observă creşterea, semnificativă, a probabilității de impact, la creşterea diametrului particulelor.

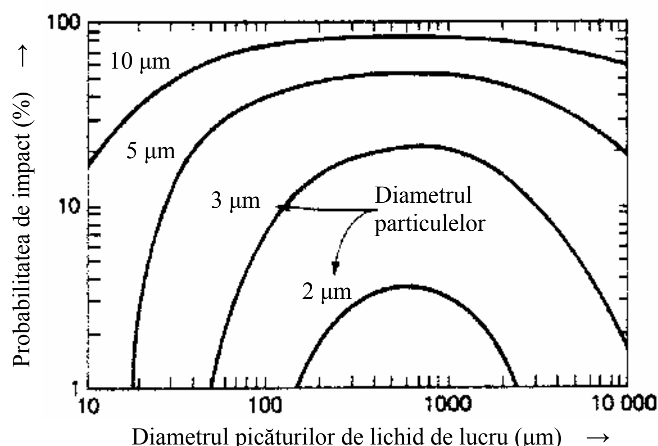


Fig. 4.19. Dependenţa probabilităţii de ciocnire a particulelor, cu picăturile de lichid de lucru, de dimensiunile acestora

4.3.2.1. Turnuri de spălare cu cameră de pulverizare

Una dintre cele mai simple instalaţii de spălare umedă este scruberul cu cameră de pulverizare. Aceste instalaţii pot fi realizate în anvelope rectangulare sau circulare, o posibilă reprezentare schematică fiind aceea din figura 4.20.

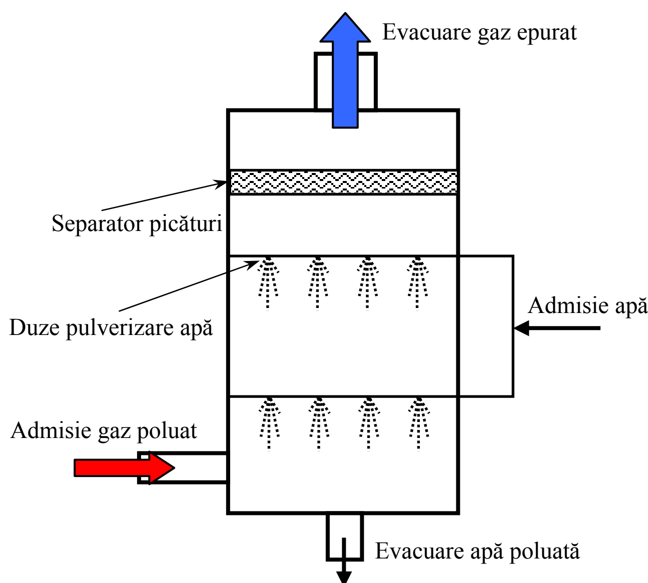


Fig. 4.20. Schiţa unui turn de spălare cu pulverizare

Gazul poluat circulă în contracurent cu picăturile de apă, generate de duze de pulverizare, instalate la diferite niveluri, pe înălţimea turnului de spălare. Dacă viteza fluxului de gaz este relativ redusă, atunci picăturile de apă, contaminată, se acumulează, gravitaţional, la partea inferioară a turnului. La partea superioară a acestuia, se instalează separatoare de picături, ce au rolul de a reţine, atât picăturile de apă curată, cât şi picăturile, fine, de apă contaminată, care sunt antrenate, de către fluxul de gaz, către zona de evacuare a gazului epurat.

În instalaţiile industriale, este preferabilă utilizarea turnurilor de spălare cu fluxuri încrucişate, cele tip contracurent fiind mai puţin utilizate. În cazul scruberelor cu fluxuri încrucişate, apa este pulverizată la partea superioară a turnului, iar gazul circulă pe direcţie orizontală. Particulele contaminante sunt captate, prin impact inerţial sau prin difuzie, de către picăturile de apă. Rezultă, astfel, picături de apă contaminată, de dimensiuni mai mari, care se depun, rapid, la partea inferioară a instalaţiei.

O tehnică, frecvent utilizată în construcţia acestor instalaţii, este aceea de plasare a unor şicane, în calea fluxului de aer, aşa cum se poate observa în figura 4.21.

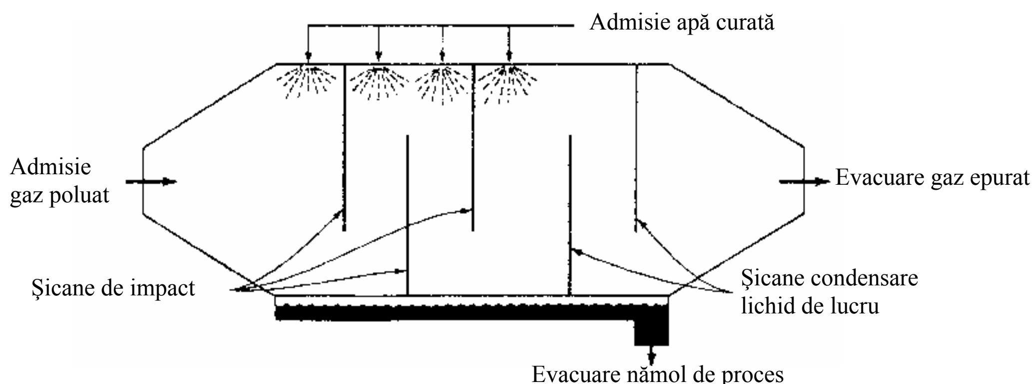


Fig. 4.21. Reprezentarea schematică a unui turn de spălare cu şicane

O parte dintre şicanele instalaţiei sunt dispuse în zona de pulverizare şi au rolul de a creşte probabilitatea de ciocnire a particulelor, cu picăturile lichidului de lucru. Alte şicane sunt instalate în aval de zona de pulverizare, rolul acestora fiind de condensare a vaporilor de apă şi de reţinere a picăturilor, care au fost antrenate de fluxul de gaz. Utilizarea şicanelor conduce la creşterea randamentului de colectare.

Cantitatea de apă necesară tratării gazelor poluate, în astfel de instalaţii, este cuprinsă între 0,25 ÷ 1 m^3, pentru fiecare 1000 m^3 de gaz, fiind necesară şi o anumită cantitate de apă de adaos, datorită pierderilor, prin evaporare.

Căderea de presiune a gazului, la trecerea prin acest tip de instalaţii, este redusă, de obicei mai mică de 5 mbar, iar eficienţa colectării este suficient de bună, atunci când dimensiunile particulelor poluante sunt mai mari de 10 μm. Astfel, gradul de separare variază între 94 % şi 99 %, atunci când diametrul particulelor creşte, de la 5 μm, la 25 μm.

În cazul în care diametrul particulelor este mai mic de 1 μm, se poate atinge un grad de colectare suficient de bun, numai dacă apa este pulverizată cu presiune înaltă. Injectarea accentuat presurizată a apei de colectare determină creşterea consumului de energie, iar dimensiunile foarte reduse ale particulelor nu permit recircularea apei de colectare, datorită riscului ridicat de obturare a duzelor de injectare.

4.3.2.2. Scrubere de tip ciclon

Cicloanele uscate, de tipul celor cu turbion principal descendent (figura 4.14,a), pot fi transformate în scrubere de tip ciclon, prin simpla instalare a unui inel de duze de pulverizare a apei, în turbionul principal, şi a unor separatoare de picături, la partea superioară a cilindrului formator de turbion.

Există, însă, colectoare, de tip ciclon, special proiectate să funcționeze ca separatoare umede, reprezentarea schematică a unui astfel de scruber fiind dată în figura 4.22

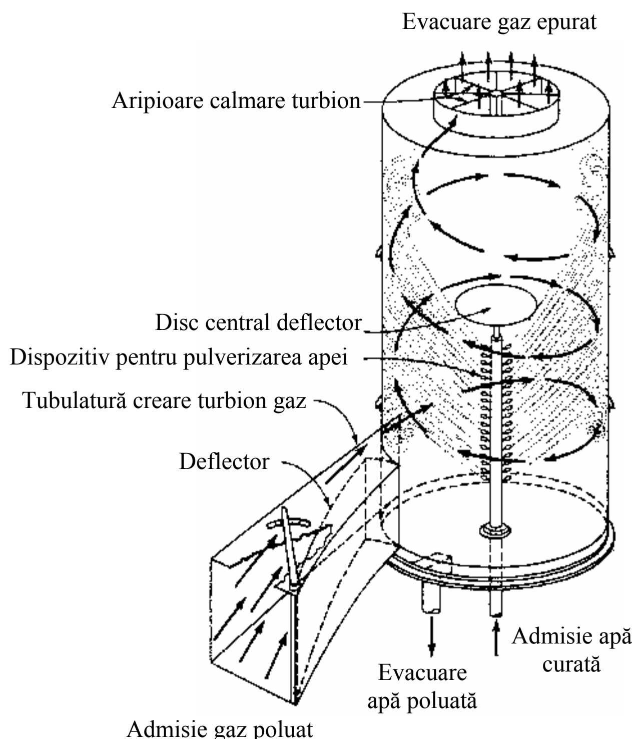


Fig. 4.22. Reprezentarea schematică a unui scruber de tip ciclon

Apa este introdusă, printr-un sistem de duze, dispus pe axa longitudinală a anvelopei, iar gazul contaminat, pe la partea inferioară a acesteia. Tubulatura de admisie a gazului este astfel realizată încât să-i imprime, acestuia, o mişcare turbionară.

Dacă distanța, dintre zona de pulverizare a apei şi partea superioară a anvelopei, este suficient de mare, nu este necesar să se instaleze separatoare de picături, această zonă având şi rolul de separare a picăturilor, din fluxul de gaz epurat.

Cantitatea de apă, necesară tratării, în acest tip de scrubere, a 1000 m^3 de gaz este cuprinsă între 0,5 ÷ 1 m^3, iar căderea de presiune este cuprinsă între 2,5 ÷ 20 mbar.

Gradul de colectare a particulelor variază între 90 % şi 98 %, atunci când diametrul acestora creşte, de la 5 μm, la 50 μm. Pentru particule mai mari de 50 μm, gradul de separare este aproximativ constant, egal cu 99 %, iar particulele mai mari de 100 μm sunt reținute, practic, în totalitate.

4.3.2.3. Scrubere Venturi

Un tub Venturi este realizat din trei secțiuni: un confuzor, o zonă centrală, de secțiune mică, şi un difuzor. Secțiunea transversală a acestor elemente poate fi rectangulară (figura 4.23) sau circulară, tipic pentru scruberele Venturi fiind un raport de 4:1, între secțiunea maximă a confuzorului şi a ceea a tubului central. Unghiul pereților difuzorului, în raport cu planul de simetrie axială, este de 5 ÷ 7°, pentru a permite, în cât mai bună măsură, refacerea presiunii statice a gazului.

Gazul este vehiculat de un ventilator, care poate fi dispus atât în amonte, cât şi în aval de tubul Venturi. La trecerea prin confuzor, scade presiunea statică a gazului şi creşte, mult, viteza acestuia, astfel încât, în zona tubului central, viteza gazului atinge valori cuprinse între 50 ÷ 180 m/s.

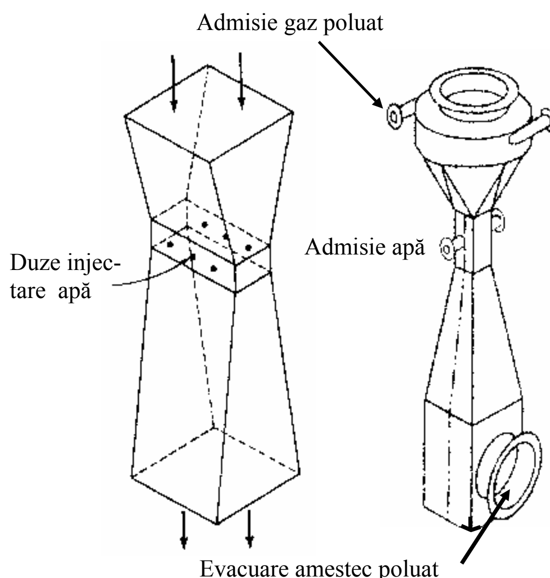


Fig. 4.23. Reprezentarea schematică a unui scruber Venturi, cu injecție de apă, în zona tubului central

Apa, pentru spălarea dispersoidului, se introduce, prin intermediul unor duze, la nivelul tubului central sau, mai rar, la partea superioară a difuzorului. Datorită vitezei mari a gazului, picăturile de apă sunt atomizate, astfel încât probabilitatea de ciocnire a acestora, cu particulele de substanţă poluantă, este foarte mare (relaţia 4.51). Pe de altă parte, însă, ciocnirile, dintre particule şi picături, se pot produce numai atâta timp cât viteza relativă, dintre acestea, este diferită de zero, deci, atâta timp cât picăturile au o mişcare accelerată (considerându-se că viteza axială, iniţială, a picăturilor este nulă). În aceste condiţii, probabilitatea de ciocnire scade, rapid, în aval de tubul central. Pentru a obţine un grad de colectare foarte bun, ciocnirile, dintre particule şi picături, trebuie să se producă în primii 20 ÷ 30 cm ai difuzorului, restul lungimii difuzorului având o influenţă redusă, în creşterea eficienţei separării, dar, pe de altă parte, un rol esenţial în restabilirea presiunii statice a gazului.

Deoarece o parte din energia cinetică a gazului este utilizată pentru atomizarea lichidului şi accelerarea picăturilor, scruberele Venturi se caracterizează prin pierderi mari de presiune, în raport cu celelalte tipuri de colectoare umede. Astfel, funcţie de gradul de colectare al instalaţiei, căderea de presiune variază între 8 mbar şi 250 mbar.

Cantitatea de apă, utilizată în aceste instalaţii, este cuprinsă între 0,25 ÷ 1,6 m^3, pentru fiecare 1000 m^3 de gaz tratat.

Eficienţa colectării particulelor submicronice poate ajunge la 99 %, iar aceea a colectării particulelor, având diametrul de ordinul a 5 μm, poate atinge 99,5 % [4.34].

Gradul de separare al acestor instalaţii depinde de diametrul particulelor şi de pierderea de presiune, a gazului. Dependenţa tipică a gradului de colectare, de aceşti doi parametri, este redată prin segmentele de dreaptă, reprezentate în figura 4.24 [4.3, 4.34], putându-se observa că, cel puţin în domeniul particulelor submicronice, grade ridicate de separare implică pierderi mari de presiune.

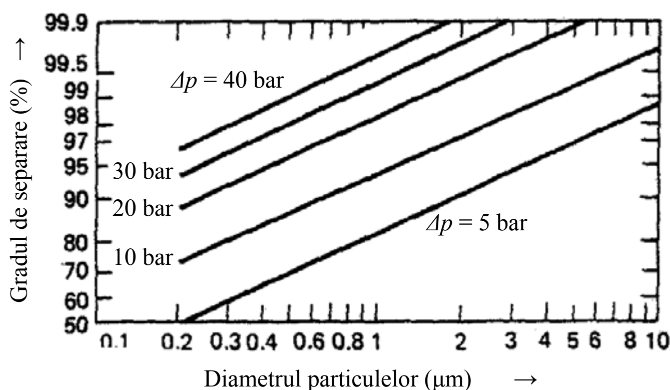


Fig. 4.24. Dependenţa gradului de separare al scruberelor Venturi de diametrul particulelor şi de căderea de presiune a gazului, la parcurgerea instalaţiei

Utilizând reprezentări grafice, de forma celor din figura 4.24, pentru un grad de separare impus şi pentru particule de un anumit diametru, rezultă căderea de presiune,

din instalaţie. Fiind cunoscută căderea de presiune, pot fi determinate dimensiunile secţiunii centrale a tubului Venturi şi, ulterior, toate dimensiunile de gabarit ale sistemului de colectare umedă.

Picăturile de lichid, care au reţinut particulele de poluant, în interiorul sistemului Venturi, sunt extrase, din fluxul de gaz, în separatoare de tip ciclon sau cu şicane.

Din punct de vedere constructiv, tuburile Venturi sunt realizate din oţel sau din materiale care rezistă la acţiunea agenţilor chimic agresivi. Frecvent, se utilizează materiale, precum policlorura de vinil sau poliesteri, armaţi cu fibre de sticlă. Asemenea materiale pot fi utilizate doar pentru acoperirea suportului metalic al construcţiei.

Din punct de vedere tehnologic, aceste instalaţii pot trata debite de gaz de până la 200.000 m^3/h, dimensiunile instalaţiei depinzând, evident, de debitul de gaz de tratat. Astfel, lungimea unui scruber, care tratează un debit de gaz de 60.000 m^3/h, este de 6,25 m, debitul de apă necesar fiind de 90 m^3/h [4.3].

Pe lângă gradul ridicat de colectare a particulelor, inferior, însă, celui al electrofiltrelor sau al filtrelor cu saci, scruberele Venturi permit captarea acidului clorhidric şi facilitează captarea unor metale grele, aflate în stare gazoasă, aşa cum este mercurul. Captarea acestor poluanţi este facilitată de foarte fina pulverizare a lichidului de spălare.

Deoarece scruberele Venturi au un grad de colectare mai mic decât electrofiltrele, în special pentru particule mici, ele nu sunt utilizate, pe scară largă, ca echipamente de desprăfuire, însă sunt foarte frecvent utilizate în instalaţii de epurarea a HCl şi a SO_2, din gazele rezultate din diferite procese tehnologice.

Atât din punct de vedere constructiv, cât şi funcţional, este interesantă asocierea elementelor scruberului Venturi cu acelea ale unui electrofiltru. Asemenea instalaţii sunt cunoscute, sub denumirea de scruber Venturi electrofiltrant [4.3]. Faţă de scrubele Venturi clasice, acestea sunt echipate cu un electrod central, potenţializat negativ, în vecinătatea căruia apare descărcarea corona. Sarcinile electrice negative, create de către descărcarea corona, se ataşează particulelor de material poluant şi picăturilor de lichid contaminat. La ieşirea din difuzorul tubului Venturi, este pulverizată o anumită cantitate de apă, încărcată cu sarcini electrice pozitive. Acest flux de apă circulă în contracurent cu fluxul de gaz şi de picături contaminate, formând unui ecran de picături. Forţa electrostatică determină deplasarea picăturilor contaminate, încărcate cu sarcină electrică negativă, către ecranul de picături de apă, unde sunt reţinute şi, apoi, evacuate, în exteriorul sistemului.

Reprezentarea schematică a unui scruber Venturi electrofiltrant este dată în figura 4.25 [4.3].

4.3.3. Filtre cu saci

Această metodă, de reţinere a particulelor aflate în suspensie, este, practic, cea mai veche şi, în acelaşi timp, cea mai utilizată. O asemenea instalaţie de filtrare este

realizată, în general, dintr-o anvelopă, în care se află un material poros, cu structură granulară sau fibroasă. Acest material reţine particulele, în timp ce gazul trece, prin porii materialului filtrant.

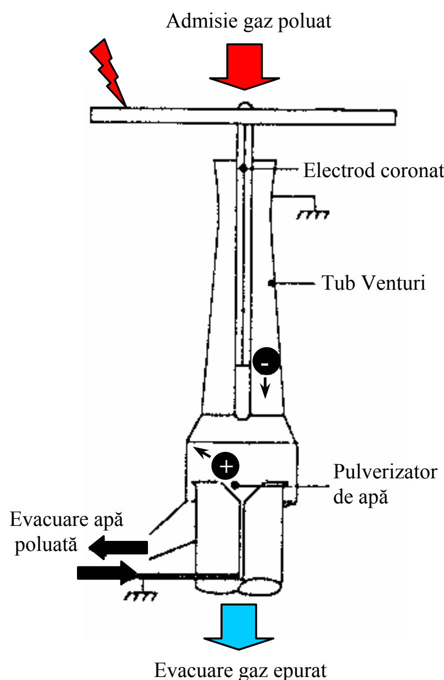


Fig. 4.25. Schema funcţională a unui scruber Venturi electrofiltrant

În cele mai multe situaţii, gazul este introdus, în anvelopa instalaţiei, printr-un deflector, acesta având şi rolul de reţinere a particulelor grosiere, din fluxul de gaz. Filtrul, propriu-zis, este realizat din materiale compatibile cu gazul şi cu particulele (compatibilitatea referindu-se la temperatură, compoziţia chimică a gazului şi a particulelor, conţinutul de apă). Elementele filtrante sunt realizate prin dispunerea materialului de bază, sub formă de straturi, de mare grosime, sub formă de aglomerări de materiale neţesute sau sub formă de saci, din materiale ţesute.

Straturile filtrante şi aglomerările de materiale neţesute sunt caracterizate prin spaţii mari, de trecere a gazului, acestea putând ajunge până la 97 ÷ 99 %, din volumul total al elementului filtrant. Se utilizează asemenea dispuneri, ale materialului filtrant, atunci când concentraţia de praf este redusă, caz în care instalaţiile sunt destinate funcţionării pe durate mari de timp.

Filtrele cu saci, realizaţi din materiale ţesute, se caracterizează prin grade de colectare mai mari de 99 %, în cazul particulelor având diametrul de până la 0,5 μm, şi reţin cantităţi substanţiale de particule forte fine (cu diametrul de până la 0,01 μm).

Experienţa de exploatare a arătat că filtrele cu saci sunt eficiente pentru separarea dispersoizilor, caracterizaţi prin concentraţii de praf cuprinse între 0,25 ÷ 25 g/m^3.

Companiile producătoare de astfel de filtre utilizează fibre, de diverse naturi, sau combinații de fibre, pentru a obține medii de filtrare microporoase, ce ameliorează, semnificativ, gradul de colectare al particulelor aeropurtate. Caracteristicile diverselor fibre, utilizate în construcția elementelor filtrante, sunt date în tabelul 4.13 [4.3].

Tabelul 4.13. Caracteristicile fibrelor utilizate ca medii de filtrare

Tipul fibrei	Rezistența la acizi	Rezistența la fluoruri	Rezistența la substanțe alcaline	Rezistență la substanțe abrazive
Bumbac	Slabă	Slabă	Bună	Foarte bună
Polipropilenă	Excelentă	Slabă	Excelentă	Foarte bună
Poliester	Bună	Satisfăcătoare	Bună	Foarte bună
Nomex	Satisfăcătoare	Bună	Excelentă	Excelentă
Teflon	Excelentă	Satisfăcătoare	Excelentă	Satisfăcătoare
Fibre de sticlă	Satisfăcătoare sau chiar bună	Slabă	Satisfăcătoare sau chiar bună	Satisfăcătoare

Pentru a obține grade de colectare înalte, suprafața de filtrare trebuie să fie suficient de mare, pentru un debit, dat, de gaz. Din această condiție, rezultă şi viteza maximă a gazului, la suprafața materialului filtrant. Valoarea optimă a vitezei gazului este cuprinsă, pentru instalațiile industriale, între 0,5 ÷ 4 cm/s.

Pentru un debit dat, se obține o suprafață mare de filtrare, prin dispunerea în paralel a mai multor saci, în interiorul anvelopei instalației. Astfel, debitul de gaz, tratat de fiecare sac tubular, în parte, este semnificativ mai mic, decât debitul total de gaz.

Elementele de realizare constructivă, a filtrelor cu saci, rezultă din reprezentarea schematică, prezentată în figura 4.26 [4.3, 4.34]. Din această figură, rezultă şi cele două categorii de sisteme filtrante, clasificate după tipul retenției poluantului. Retenția poate fi de tip intern (figura 4.26,a) sau de tip extern (figura 4.26,b), cele mai utilizate fiind filtrele cu retenție internă.

Elementele filtrante (sacii) sunt de tip tubular, au diametre cuprinse între 15 ÷ 35 cm şi lungimi de, până la, 12 m. De exemplu, pentru filtrarea unui debit de gaz de 30.000 m^3/h, suprafața de filtrare, necesară, este de aproximativ 1800 m^2, putând fi realizată din 650 saci, identici, fiecare având diametrul de 18 cm şi lungimea de 5 m [4.3]. Rezultă, astfel, dimensiunile de gabarit ale întregii instalații (inclusiv tubulatura de aer, pentru decolmatare, şi aceea de evacuare a substanței solide reținute), cuprinse între 8 şi 10 m, în plan orizontal, şi cu o înălțime de 10 ÷ 11 m.

Instalațiile mari, de acest tip, sunt compartimentate (până la 16 compartimente), au un număr total de, până la, 4000 saci, fiecare element filtrant având diametrul de 19 cm şi lungimea de 7 m. O asemenea instalație poate reține, aproximativ, 6 t/oră de substanță solidă [4.34]. Pe de altă parte, însă, dimensiunile de gabarit ale filtrelor cu saci sunt mai mari decât ale celorlalte instalații de reținere a substanțelor aeropurtate, acesta reprezentând unul dintre dezavantajele utilizării lor.

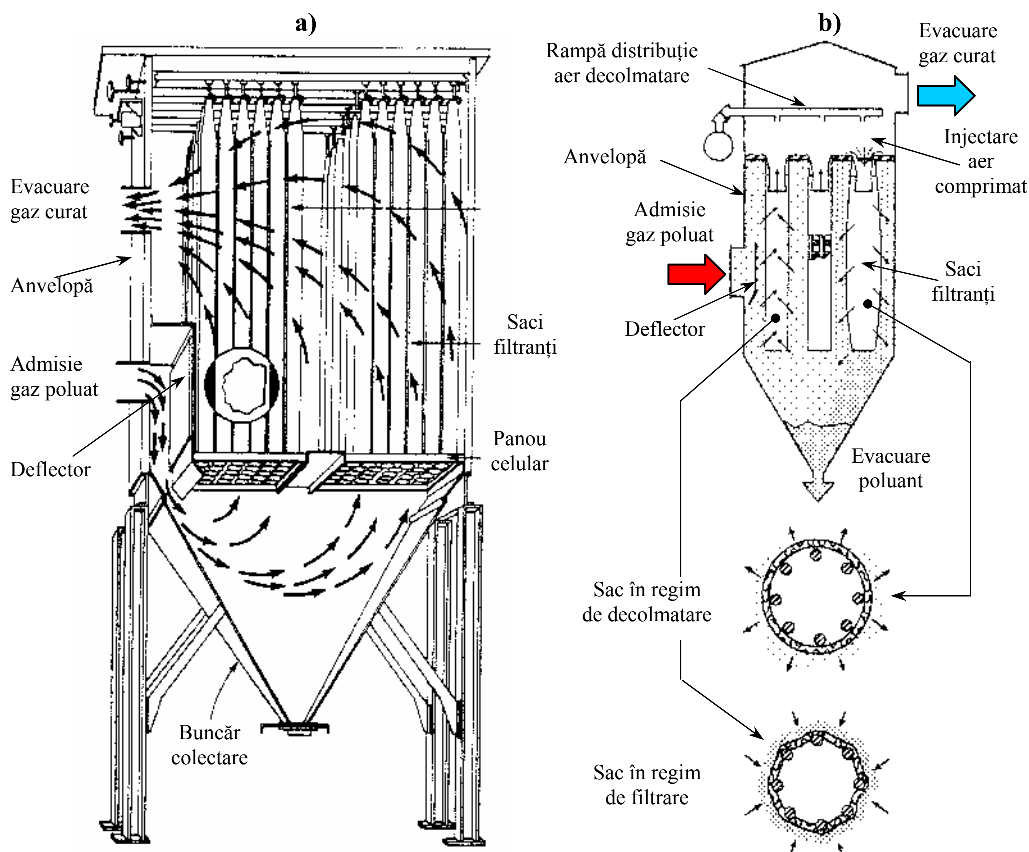


Fig. 4.26. Reprezentarea schematică a unor instalaţii de filtre cu saci şi a unei secţiuni transversale prin sac în regim de curăţare şi de filtrare:
a) filtru cu retenţie internă [4.34]; b) filtru cu retenţie externă [4.3].

Un alt dezavantaj, poate mai important decât acela al dimensiunilor mari de gabarit, este în legătură cu necesitatea curăţării, frecvente, a sacilor filtranţi, pentru a evita căderile mari de presiune şi, implicit, consumurile sporite de energie electrică, pentru vehicularea gazului, prin instalaţie.

Decolmatarea sacilor implică instalarea de dispozitive adecvate şi chiar creşterea suprafeţei filtrante, având în vedere că, permanent, un anumit număr de saci se află în regim de curăţare.

Evacuarea substanţei solide, reţinute de elementele filtrante, se realizează după efectuarea operaţiunii de decolmatare a sacilor, praful fiind colectat, temporar, în buncărele situate la baza instalaţiei.

Decolmatarea sacilor poate fi realizată în mai multe moduri: prin vibrare mecanică, prin scuturare, prin insuflare de jeturi de aer, pentru intervale foarte scurte de timp, prin trecerea, în contracurent, a unor fluxuri de aer curat.

Un sistem de scuturare mecanică este reprezentat, schematic, în figura 4.26,a, la partea superioară a anvelopei instalației de filtrare. Un asemenea sistem este ieftin, poate fi utilizat atât în filtre cu retenție internă, cât şi în filtre cu retenție externă, însă, nu poate fi utilizat în instalațiile în care viteza de curgere a gazului, la nivelul sacilor filtranți, este mai mare de 1 m/min.

Decolmatarea elementelor filtrante prin intermediul fluxurilor de aer curat, insuflate în contracurent cu fluxul de gaz poluat, este aplicabilă filtrelor cu retenție internă. Reprezentarea schematică a unui asemenea sistem este aceea dată în figura 4.27,a [4.34]. Fluxul de gaz poluat este oprit în compartimentul care urmează a fi curățat, aerul curat fiind insuflat în sens invers sensului de circulație al gazului poluat. Acest sistem de curățare este utilizat pentru filtre având diametrul sacilor de 20 ÷ 30 cm şi lungimea mai mare de 6 m, viteza de filtrare, recomandată, fiind de 2 ÷ 4 m/min [4.34].

Decolmatarea prin jet de aer impulsional se utilizează la filtrele cu retenție externă, reprezentarea schematică a sistemului fiind aceea din figura 4.26,b, respectiv din figura 4.27,b [4.34].

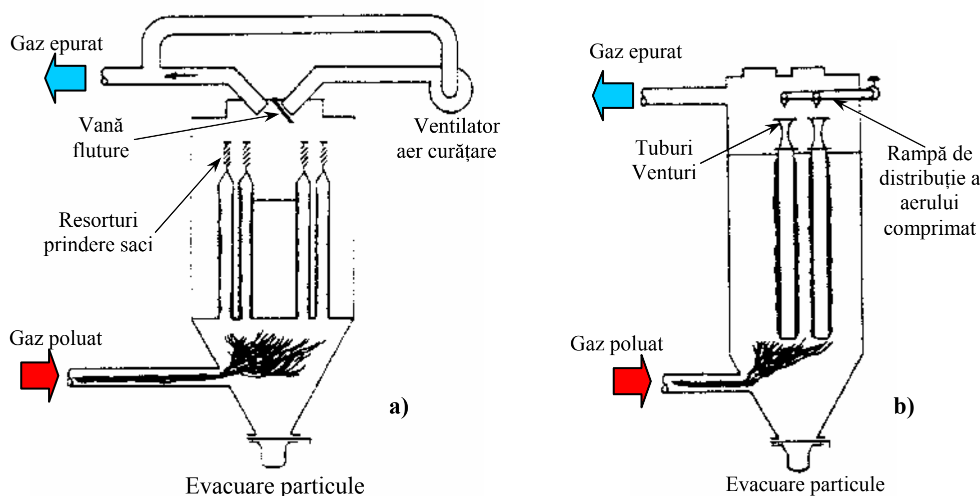


Fig. 4.27. Schemele de principiu ale sistemelor de curățare cu flux contracurent de aer (a) şi cu jet de aer impulsional (b).

La momentul oportun, un jet impulsional, de aer, este insuflat, la partea superioară a sacilor filtranți. Jetul desprinde straturi groase de praf, depus, aceste aglomerări de substanță solidă căzând, gravitațional, în buncărele de colectare temporară.

Procesul de decolmatare este de foarte scurtă durată, însă, la insuflarea unui jet impulsional, sacul este curățat, doar, parțial. Fluxul de gaz poluat, având particule în suspensie, nu este întrerupt şi nici deviat, pe durata decolmatării, aglomerările de particule nefiind antrenate de fluxul de gaz. Lungimea sacilor filtranți, care pot fi decolmatate cu jeturi impulsionale nu trebuie să depăşească 5 m, sacii mai lungi nefiind curățați corespunzător, cel puțin la partea lor inferioară.

Viteza de filtrare, ce poate fi utilizată în instalaţiile decolmatate cu jeturi impulsionale, este de 2 ÷ 5 m/min.

Temperatura, maximă, de lucru a instalaţiilor de captare cu saci filtranţi este cuprinsă între 125 şi 260 °C, temperaturile mai mici corespunzând utilizării fibrelor de bumbac sau lână. Depăşirea temperaturii maxime admisibile conduce la deteriorarea sacilor filtranţi, motiv pentru care instalaţiile sunt prevăzute cu dispozitive automate de protecţie la supratemperatură. Acestea fie deschid sistemele bypass, fie introduc un debit suplimentar de aer rece. Atunci când se adoptă soluţia tehnică a introducerii unui debit, suplimentar, de aer rece, trebuie să se evite reducerea temperaturii, până în zona punctului de rouă, filtrele cu saci nefiind operante în medii umede. Pe plan mondial, se efectuează experimente pentru realizarea, industrială, de elemente filtrante cu fibre ceramice, rezistente la temperaturi mari, caz în care nu mai este necesară răcirea, într-un fel sau altul, a elementelor filtrante.

Căderea de presiune, în instalaţiile de filtre cu saci, este de ordinul a 10÷20 mbar, mult inferioară colectoarelor umede de tip scruber Venturi, la acelaşi grad de separare.

Eficienţa ridicată a filtrelor cu saci nu poate fi explicată numai prin efectul de „*sită*” al ţesăturii, deoarece raportul dintre suprafaţa de trecere şi cea ocupată, de materialul ţesăturii, este cuprins între 1:1 şi 5:1. Rezultă, deci, că în filtrele cu saci au loc şi alte fenomene, care concură la obţinerea randamentelor mari de epurare. Probabil, particulele mai mari de 1 μm sunt colectate, în special, prin impact şi interceptare directă, în timp ce particulele având diametre cuprinse între 0,001 ÷ 1 μm sunt reţinute prin difuzie şi atracţie electrostatică.

În consecinţă, abordarea analitică a aspectelor legate de eficienţa filtrării este mult mai dificilă decât în cazul celorlalte categorii de colectoare de particule. Dificultatea abordării este determinată şi de faptul că straturile de praf, depuse pe saci, reprezintă, la rândul lor, medii filtrante, însă a căror geometrie se modifică continuu. Unele calcule estimative ar putea fi, totuşi, efectuate, în ipoteza ciocnirii unei particule sferice cu o fibră cilindrică (oarecum similar cazului colectării umede), însă eroarea de apreciere este mare.

Curbe care dau dependenţa gradului de colectare de granulometria particulelor au fost obţinute, pe cale experimentală, ţinând cont, implicit, şi de influenţa pe care o are grosimea stratului de praf, depus pe elementele filtrante. Astfel de curbe, valabile pentru o instalaţie tipică de filtrare, sunt date în figura 4.28 [4.34].

Din figura 4.28, se poate observa că particulele submicronice sunt slab reţinute, de către sacii filtranţi, curaţi, gradul de colectare crescând, însă, destul de rapid, pe durata funcţionării instalaţiei.

Performanţele filtrelor cu saci se schimbă relativ puţin, de la un tip de instalaţie la altul, astfel încât cantitatea de substanţă solidă, aflată în suspensie în gaz, la ieşirea din filtru, nu depăşeşte 3 ÷ 5 mg/Nm^3, valori conforme chiar şi celor mai stricte norme de calitate a aerului, aflate în vigoare.

Metalele grele, aflate în stare gazoasă (mercur, cadmiu), sunt reţinute doar în mică măsură, de filtrele cu saci, chiar dacă acestea au capacitate relativ mare de reţinere a

particulelor submicronice. Totuşi, dacă se injectează un adsorbant solid, în fluxul de gaz, (carbon activ sau cocs, obținut din lignit), metalele grele pot fi reținute, simultan cu adsorbantul, putând fi recuperate, ulterior, prin desorbție controlată.

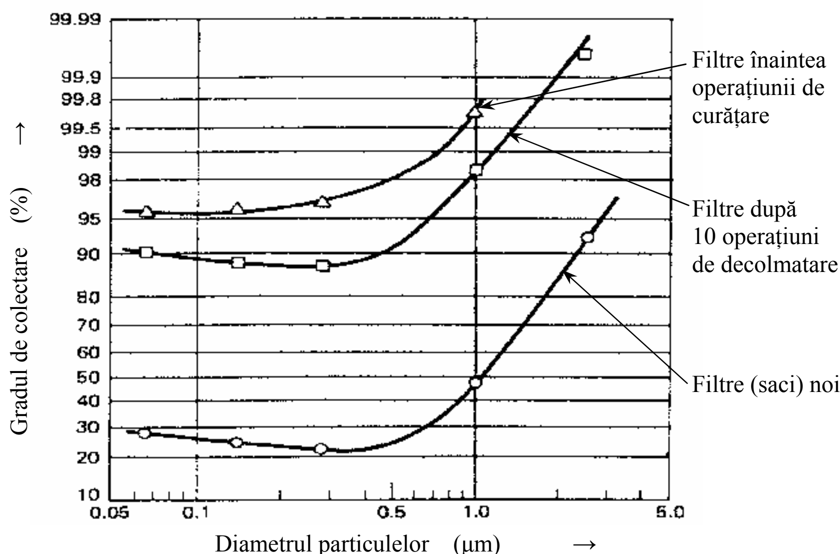


Fig. 4.28. Dependența gradului de colectare al unui filtru cu saci de granulometria particulelor şi de gradul de încărcare cu praf a sacilor filtranți.

În concluzie, pot fi subliniate avantajele şi dezavantajele utilizării instalațiilor de filtre cu saci, astfel:

✓ *avantaje*
- grad de colectare foarte bun, pentru un domeniu larg de dimensiuni ale particulelor; acesta este motivul pentru care filtrele cu saci sunt preferate, uneori, electrofiltrelor;
- permit flexibilitate mare în proiectare si execuție, putând utiliza o mare diversitate de medii filtrante şi de metode de curățare a sacilor filtranți;
- cost de investiție mai mic decât pentru electrofiltre, în cazul capacităților mici şi medii, însă puțin mai mare decât pentru scrubere Venturi;
- domeniu larg al debitelor de gaz ce pot fi tratate, de la 3, la 140.000 m^3/min;
- căderi de presiune şi consumuri energetice rezonabile, pentru asemenea grade de colectare ridicate;
- capacitate de a reține o mare diversitate de substanțe solide, fiind, astfel, compatibile injectării de reactivi (cocs, carbon activ, reactivi calcici şi sodici);

✓ *dezavantaje*
- dimensiuni mari de gabarit, ce pot face chiar prohibitivă, în unele cazuri, utilizarea acestui tip de instalații;

- costuri de întreţinere relativ ridicate, datorită necesităţii schimbării periodice a sacilor filtranţi, însă inferioare celor corespunzătoare scruberelor Venturi;
- deteriorarea unui număr redus de saci poate determina reducerea, semnificativă, a performanţelor instalaţiei;
- risc potenţial de explozie sau incendiu, în cazul colectării prafurilor combustibile;
- nu pot fi utilizate, în mod obişnuit, pentru reţinerea substanţelor higroscopice, deoarece, în prezenţa umezelii, acestea aglomerează, colmatând, profund, elementele filtrante, metodele clasice de curăţare a acestora devenind ineficiente.

În cazul centralelor termice la care reţinerea emisiei de SO_2 se realizează prin procedee secundare uscate, se pare că soluţia optimă de colectare a particulelor solide este aceea a utilizării filtrelor cu saci, care reţin atât cenuşa zburătoare, cât şi absorbantul de SO_2 şi implicit, emisia de oxizi de sulf din gazele de ardere.

Atunci când se utilizează instalaţii de filtrare cu saci, pentru reţinerea cenuşii zburătoare, rezultate prin arderea cărbunelui, viteza de colectare trebuie menţinută la o valoare redusă, de ordinul a 1 m/min, iar curăţarea se realizează prin sistemul insuflării unui flux de aer, în contracurent cu gazul de epurat (specific retenţiei interioare).

Caseta 4.3. Exemple de calcul

Problema 1

Să se evalueze diametrul minim al particulelor care se sedimentează, în totalitate, într-o cameră gravitaţională. Lungimea camerei de sedimentare gravitaţională este de 7 m, iar înălţimea acesteia de 1,2 m. Temperatura gazului este de 300 ^oK, viteza de curgere a acestuia este de 30 cm/s, iar densitatea particulelor, aflate în suspensie, este de 2,5 g/cm^3.

Soluţie

În relaţia de calcul a diametrului particulelor întră vâscozitatea gazului, aceasta fiind dependentă de temperatură. Câteva valori ale vâscozităţii aerului, la diferite temperaturi, sunt date în tabelul de mai jos.

Temperatura (^oK)	300	350	400	450	500	550
Vâscozitatea (kg/m·h)	0,0666	0,0748	0,0825	0,0900	0,0969	0,1031

La temperatura de 300 ^oK, vâscozitatea aerului este $\mu = 1{,}86 \cdot 10^{-5}$ Ns/m^2.
Înlocuind datele de intrare în relaţia (4.32), se obţine

$$d_{p,\min} = \sqrt{\frac{18 \cdot 1{,}86 \cdot 10^{-5} \cdot 1{,}2 \cdot 0.3}{7 \cdot 9{,}81 \cdot 2500}} = 26{,}5 \ \mu\text{m}.$$

Turbulenţele, din camera de sedimentare, determină reantrenarea unor particule şi modificarea vitezei de sedimentare, în raport cu cea obţinută prin intermediul legii lui Stokes.
Experimentele au arătat că trebuie introdusă o corecţie, prin care să se reducă, la jumătate, viteza de sedimentare a particulelor, obţinută în ipoteza curgeri Stokes. Astfel, în cazul analizat, se obţine diametrul minim al particulelor, complet reţinute:

$$d_{p,\min} = \sqrt{\frac{36 \cdot 1{,}86 \cdot 10^{-5} \cdot 1{,}2 \cdot 0.3}{7 \cdot 9{,}81 \cdot 2500}} = 37{,}5 \ \mu\text{m}.$$

Valoarea, astfel obținută, este relativ mică, însă, trebuie avut în vedere că densitatea particulelor este destul de mare. În cazul în care densitatea particulelor ar fi de 1 g/cm^3, ar rezulta un diametru minim de 60 μm, rezonabil pentru astfel de instalații.

Problema 2

Să se determine lungimea unei camere de sedimentare gravitațională, pentru un grad de colectare de 90 % a particulelor având diametrul de 50 μm şi densitatea de 2 g/cm^3. Viteza gazului este de 0,5 m/s, iar înălțimea camerei de sedimentare de 3 m.

Soluție

Presupunând condițiile de presiune şi temperatură a aerului ca fiind cele standard, din nomograma, prezentată în figura 4.4, se obține viteza de sedimentare a particulelor. Rezultă, astfel, o viteză de sedimentare v_s = 15 cm/s.
Înlocuind aceste date în relația (4.33), se obține

$$L = \frac{\eta_d v_g H}{v_s} = \frac{0.9 \cdot 0.5 \cdot 3}{0.15} = 9 \ \text{m}.$$

Dacă se introduce corecția, prin intermediul căreia se reduce, la jumătate, viteza de sedimentare, atunci se obține $L = 18$ m.

Prin calcul diferențial, K.Wark a determinat o relație de calcul a gradului de colectare a particulelor de un anumit diametru, aceasta fiind de forma [4.34]

$$\eta_d = 1 - e^{-v_s L / v_g H},$$

în care nu este necesar să se mai introducă corecția referitoare la viteza de sedimentare.
Aplicând această relație, pentru datele problemei, rezultă

$$L = -\frac{v_g H}{v_s} \cdot \ln(1 - \eta_d) = -\frac{0{,}5 \cdot 3}{0{,}15} \cdot \ln(1 - 0{,}9) = 23 \ \text{m}.$$

Rezultatele obținute, prin cele două metode, sunt în suficient de bună concordanță, având în vedere numărul relativ mare de ipoteze simplificatoare, ale modelelor analitice.

Dacă sunt utilizate şicane orizontale, atunci se reduce înălțimea efectivă a camerei şi, deci, poate fi redusă şi lungimea acesteia. Astfel, dacă se instalează două şicane, înălțimea efectivă devine egală cu 1 m, iar lungimea necesară, a camerei de sedimentare, se reduce, de la 18 m, la 6 m.

Problema 3

Tubulatura de admisie a unui ciclon are lățimea de 12 cm. Numărul de mişcări de revoluție, pe care le efectuează gazul, în turbionul descendent, este de 4. Viteza gazului, la intrarea în ciclon, este de 15 cm/s, iar densitatea particulelor este de 1,7 g/cm^3. Dacă temperatura aerului este de 350 ^{o}K, să se estimeze diametrul particulelor, care vor fi colectate în proporție de 50 %.

Soluţie

La temperatura dată, conform tabelului din această casetă, rezultă o vâscozitatea a aerului μ = 0,0748 kg/m·h = 2,1·10^{-5} Ns/m^2.
Din relaţia (4.41) se obţine

$$d_{p,50\%} = \sqrt{\frac{9 \cdot \eta_d \cdot \mu \cdot W}{\pi \cdot N \cdot \rho_p \cdot v_g}} = \sqrt{\frac{9 \cdot 0{,}5 \cdot 2{,}1 \cdot 10^{-5} \cdot 0{,}12}{3{,}14 \cdot 4 \cdot 1700 \cdot 15}} = 5{,}94 \ \mu\text{m}.$$

Această valoare este tipică instalaţiilor de separare, de tip ciclon, şi arată că, în acest caz, numai particulele având diametrul mai mare de 10 μm pot fi reţinute, eficient, de ciclonul ale cărui caracteristici sunt date în enunţul problemei.

4.3.4. Instalaţii de electrofiltre

Separarea electrostatică este o metodă eficientă de epurare a suspensiilor solide şi a celor lichide, din gaze. Instalaţiile de separare electrostatică poartă denumirea de electrofiltre şi sunt caracterizate prin următoarele avantaje:

- ✓ randamentul de colectare este foarte mare, putând depăşi 99,8 %;
- ✓ căderile de presiune, pe elementele instalaţiei, sunt mici (3 ÷ 20 mm coloană apă);
- ✓ consumul de energie este relativ mic, fiind cuprins între 0,05 kWh şi 0,3 kWh, pentru fiecare 1.000 m^3 de gaz epurat;
- ✓ temperaturile de lucru se încadrează într-un domeniu larg, de la temperatura ambiantă şi până la temperaturi de 500 ÷ 650 ^{o}C;
- ✓ funcţionează atât în regim de depresiune, cât şi de suprapresiune (până la 10 atm);
- ✓ pot lucra într-un domeniu larg de concentraţii ale particulelor (0,0002 ÷ 200 g/m^3);
- ✓ debitul de gaze epurate poate fi cuprins în limite foarte largi (1,7 ÷ 5,1·10^6 m^3/h);
- ✓ funcţionează într-un domeniu larg de viteze de curgere ale gazelor, care, pentru majoritatea aplicaţiilor, este de 0,9 ÷ 4,5 m/s, pentru unităţi de construcţie specială, atingând nivel de 7,5 ÷ 15 m/s;
- ✓ dimensiunile particulelor colectate pot fi cuprinse într-o gamă foarte largă, de la 0,1 μm, la 200 μm;
- ✓ timp de tratare este suficient de mic, comparabil cu acela al instalaţiilor de epurare acustică; acesta este cuprins între 1 s şi 10 s, pentru majoritatea aplicaţiilor industriale, unele aplicaţii speciale funcţionând cu timpi de tratare de 0,1 s;
- ✓ compoziţia particulelor nu este limitată, în principiu, acestea putând fi în stare solidă sau lichidă, compuşi neagresivi sau substanţe chimice corosive;
- ✓ sistemele pot fi complet automatizate, parametrii de intrare în electrofiltru şi emisia de praf la coş reprezentând date de intrare ale sistemului de reglare automată;
- ✓ recuperarea materialelor este de tip uscat, deci, acolo unde este cazul, acestea pot fi reintroduse în procesul tehnologic sau destinate circuitului comercial;

Influența câmpului electrostatic, asupra aerosolilor, fumului şi particulelor fine de praf, aflate în suspensie în aer, a fost observată, încă din anul 1771, de către G. Beccaria (Italia), însă primele experimente, privind influența câmpului electric asupra particulelor de praf, au fost efectuate abia în prima jumătate a secolului al XIX-lea. Sintetic, realizările, din acest domeniu, al separării electrostatice, au evoluat astfel:

- ✓ În anul 1821, matematicianul german M. Hohfeld a experimentat precipitarea aerosolilor, dintr-un cilindru conductor, legat la pământ, în condițiile aplicării unui potențial înalt, pe electrodul central al dispozitivului.
- ✓ În 1850, Conitard a efectuat o experiență asemănătoare, precipitând fumul de tutun.
- ✓ În anul 1884, Oliver Lodge a desprăfuit gazele, rezultate din procesul tehnologic al unei fabrici de plumb.
- ✓ Încercările industriale, efectuate la sfârşitul secolului al XIX-lea de către Walker (Anglia) şi Möller (Germania), au întâmpinat dificultăți în obținerea înaltei tensiuni continue, la acea vreme fiind utilizate maşini electrostatice.
- ✓ F.C. Cotrell a folosit, pentru prima oară, o sursă de înaltă tensiune continuă, pe principiul redresării tensiunii înalte alternative. Redresorul utilizat era de tip mecanic (realizat de Goldschmidt, în 1906). Cotrell a realizat, astfel, în anul 1908, prima instalație industrială pentru epurarea gazelor, emanate de o fabrică de acid sulfuric.
- ✓ Inginerul german E. Möller a construit, în anul 1912, un electrofiltru ai cărui electrozi de emisie erau realizați din conductoare subțiri, obținând, astfel, o descărcare corona intensă. E. Möller a inițiat astfel utilizarea industrială a electrofiltrelor, care folosesc descărcarea corona, în procesul de epurare, câțiva ani mai târziu, dezvoltându-se, în întreaga lume, o adevărată industrie constructoare de electrofiltre. Electrofiltrele clasice, care epurează debite de sute de mii de m^3 de gaze, pe oră, au devenit unități din ce în ce mai mari, cu consumuri energetice importante, în condițiile în care s-au atins randamente de separare mai mari de 99,5 %. Pentru majoritatea electrofiltrelor, costul energiei consumate este aproximativ egal cu al tuturor celorlalte cheltuieli de funcționare. Practic, în centralele termoelectrice, funcționând cu combustibil solid, pulverizat, electrofiltrele consumă aproximativ 1 % din energia furnizată de unitatea respectivă.

În România, primul electrofiltru, produs de compania Lurgi, a fost instalat în anul 1929, în industria plumbului, tot în perioada interbelică fiind instalate electrofiltre şi în industria cimentului (la Fieni). În anul 1968, în cadrul licenței pentru cazanul de 1035 t/h, în care se arde lignit, a fost achiziționată şi documentația electrofiltrelor, care echipează acest tip de cazan. În baza acestor documentații, au fost construite electrofiltrele care au echipat ultimele patru blocuri ale termocentralei Rovinari şi primele blocuri ale termocentralei Turceni.

Specialiştii români au proiectat şi realizat, în anii 1975-1980, o primă generație de electrofiltre, acestea având un grad de epurare de 99 %. Generația a II-a de electrofiltre a fost proiectată în perioada 1980 - 1985, concepția fiind, în totalitate, românească. Aceste elctrofiltre funcționează cu randamente de epurare ce ating valoarea de 99,5 %. Alinierea la normele internaționale, referitor la emisiile nocive, a impus utilizare u-

nor noi generaţii de electrofiltre, în prezent, fiind în curs de asimilare electrofiltre ce funcţionează cu impulsuri de tensiune, care ating randamente de epurare de 99, 9 %.

Avantajele electrofiltrelor au impus utilizarea acestora, cu precădere, în industriile puternic poluante, în detrimentul multicicloanelor, cicloanelor sau al altor sisteme mecanice de epurare [4.23, 4.28, 4.30, 4.31]. În ultima perioadă, datorită fabricării unor materiale textile speciale, ia amploare utilizarea filtrelor cu saci [4.10].

Electrofiltrele au evoluat, foarte mult, pe partea electrică (alimentare cu înaltă tensiune şi automatizare) şi mai puţin pe partea mecanică, astfel încât, în prezent, se depun eforturi de cercetare, importante, pentru micşorarea dimensiunilor electrofiltrelor, prin optimizarea procesului de epurare electrostatică, vizând următoarele aspecte:

- ✓ micşorarea turbulenţei în electrofiltre; în acest sens, s-au realizat sisteme de uniformizare a curgerii gazului, la intrarea în zona de câmp electric util al electrofiltrului, utilizându-se dispozitive cu site variabile şi cu scuturare mecanică;
- ✓ presepararea mecanică a prafului, la intrarea în electrofiltru, prin intermediul unor canale de gaze, prevăzute cu racorduri speciale;
- ✓ scuturarea eficientă a electrozilor de depunere, dar şi a celor de emisie;
- ✓ realizarea unor sisteme de electrozi corona, cu eficienţă ridicată, care realizează o emisie corona unipolară, intensă, în condiţiile creşterii distanţei dintre electrozi;
- ✓ ridicarea nivelului de tensiune, aplicată electrozilor de emisie (şi implicit întregului echipament interior), prin intermediul unor instalaţii de înaltă tensiune, caracterizate prin putere redusă, consumuri specifice şi dimensiuni de gabarit mici;
- ✓ alimentarea electrofiltrelor cu impulsuri de înaltă tensiune, în special pentru reţinerea pulberilor înalt rezistive; în acest sens, companii europene, precum Smidth, Cotrell şi Lurgi, au realizat generatoare de impulsuri de tensiune, în domeniul microsecundelor, foarte eficiente pentru desprăfuirea gazelor, rezultate prin combustia cărbunelui cu conţinut mic de sulf (< 1%) şi apă;
- ✓ mărirea distanţelor între electrozii de depunere (până la 400 mm), reducându-se, astfel, costul electrofiltrelor, prin micşorarea numărului de panouri de depunere şi rame cu electrozi de emisie, acestea devenind mai fiabile şi mai uşor de întreţinut.

Electrofiltrele au largă aplicabilitate în multe procese tehnologice. În acest sens, sunt semnificative datele din tabelul 4.14, cu referire la aplicaţiile electrofiltrelor, în S.U.A, la nivelul anilor 1990.

Tabelul 4.14. Domenii de utilizare a instalaţiilor de electrofiltre în industrie

Domeniul de utilizare	**Numărul de instalaţii**	**Debitul de gaze** (milioane m^3/h)
Energetică	880	390
Metalurgie		
- cupru, plumb şi zinc	240	29
- siderurgie	400	56
- aluminiu	100	12

Tabelul 4.14. - continuare

Industria cimentului	250	58
Industria celulozei şi a hârtiei	200	39
Industria chimică	640	20
Degudronarea gazelor combustibile	600	9
Industria negrului de fum	50	5
Total	3360	618

De asemenea, date tipice, referitoare la aplicaţiile industriale ale electrofiltrelor, la regimul de temperatură şi de concentraţie a poluantului, precum şi la eficienţa colectării, sunt date în tabelul 4.15 [4.34].

Tabelul 4.15. Date referitoare la aplicaţiile tipice ale electrofiltrelor

Industria (*reţine*)	**Debit de gaz de epurat** ($x10^6$ m^3/h)	**Temperatura** (^oC)	**Concentraţie de praf** (g/Nm^3)	**Grad de separare** (%)
Producerea energiei electrice (*cenuşă zburătoare*)	0,9 ÷ 13,8	130 ÷ 320	0,9 ÷ 12	98 ÷ 99,6
Industria cimentului (*praf rezultat la cuptoarele de ardere a calcarului*)	0,9 ÷ 18,3	150 ÷ 400	1,1 ÷ 35	85 ÷ 99+
Industria metalurgică (*zgură de la cuptoare Martin*)	0,6 ÷ 1,4	40 ÷ 65	0,04 ÷ 1,1	95 ÷ 99
Industrial celulozei şi hârtiei (*fum rezultat la prepararea pastei de lemn*)	0,9 ÷ 3,6	135 ÷ 180	1,1 ÷ 4,5	90 ÷ 95
Rafinarea petrolului (*Recuperare catalizatori*)	0,9 ÷ 2,7	180 ÷ 290	0,2 ÷ 60	99 ÷99,9

4.3.4.1. Principiul separării electrostatice

Electrofiltrele, în sens general, sunt instalaţii care utilizează forţe electrostatice, pentru a separa particulele, aflate în suspensie, în gaze. Procesele fundamentale, care au loc în electrofiltre, sunt: iniţierea descărcării corona, încărcarea aerosolilor cu sarcină electrică, cinetica particulelor, colectarea şi evacuarea prafului [4.23].

În majoritatea situaţiilor, aerosolii au o anumită sarcină electrică naturală (datorată proceselor de ionizare, în flacără sau prin frecare), însă, aceasta este mult prea mică pentru a se putea realiza o separare eficientă. Cea mai eficientă metodă de încărcare artificială, cu sarcină electrică, a particulelor, aflate în mediu bifazic, constă în trecerea gazului, printr-un sistem de electrozi, între care câmpul electric este suficient de intens încât să se iniţieze descărcarea corona. Particulele sunt supuse unui bombardament,

intens, cu ioni, încărcându-se, astfel, cu sarcină electrică. Durata acestui proces este de ordinul a 0,01 s. În cazul electrofiltrelor industriale, electrozii de emisie (corona) sunt de polaritate negativă, astfel încât şi particulele se vor încărca, de asemenea, cu sarcină electrică negativă. În mod obişnuit, într-un volum de 1 cm^3, din vecinătatea electrozilor de emisie, există circa 10^8 ioni negativi, în condiţiile în care chiar fumul aerosolic dens nu conţine mai mult de $10^6 \div 10^7$ particule/cm^3. Încărcarea reală cu sarcină electrică, a particulelor, se apropie de valorile teoretice, fiind uzuale sarcini de 300 electroni, pentru particule având dimensiunea maximă de 1 μm, respectiv de 30.000 electroni, pentru particule având dimensiunea maximă de 10 μm.

Particulele, încărcate cu sarcină electrică, se deplasează către electrozii de depunere, sub acţiunea unui complex de forţe. Componenta principală este forţa Coulomb, proporţională cu produsul dintre sarcina electrică şi intensitatea câmpului electric. De altfel, randamentul foarte ridicat al electrofiltrelor este datorat, în special, forţei electrostatice, mari, care acţionează asupra fiecărei particule.

Pe lângă forţele electrostatice, asupra particulelor acţionează forţa de polarizare, forţa determinată de vântul corona, forţa de inerţie, forţe datorate vâscozităţii, propria greutate şi forţa de antrenare, determinată de deplasarea fluxului de gaz.

Particulele sunt accelerate, către electrodul de depunere, de către forţa electrostatică, forţa de inerţie şi aceea datorată vâscozităţii opunându-se deplasării. Pentru domeniul de dimensiuni ale particulelor, aflate în gazele de ardere, s-a demonstrat că forţele de inerţie sunt, practic, neglijabile, iar forţele determinate de vâscozitate corespund legii lui Stokes. În consecinţă, în deplasarea lor, de la electrozii de emisie la electrozii de depunere, particulele ating o viteză determinată de echilibrul dintre forţele Coulomb şi Stokes. Această viteză de deplasare se numeşte, în mod convenţional, *viteză de migrare* a particulei.

Viteza de migrare creşte la creşterea dimensiunilor particulelor, a sarcinii electrice, acumulate de acestea, şi a intensităţii câmpului electric, la nivelul electrozilor de depunere. Pentru condiţiile caracteristice electrofiltrelor, sunt uzuale viteze de migrare variind între 3 cm/s, pentru particule foarte fine (cu diametrul de 0, 5 μm), şi $90 \div 120$ cm/s, pentru particule având diametrul de $20 \div 30$ μm.

Teoria captării particulelor este foarte complexă, în cazul general, însă este relativ uşor de abordat, în cazul adoptării unor ipoteze simplificatoare. Cazul cel mai uşor de abordat, analitic, este acela al curgerii laminare a gazului. O astfel de abordare permite evaluarea randamentului, prin calcule algebrice, simple, însă, ipoteza simplificatoare este mult prea grosieră. Rezultate, mai apropiate de realitate, se obţin atunci când se presupune o curgere, complet turbulentă, a gazului, caz în care randamentul poate fi calculat, prin metode probabilistice [4.23, 4.35].

Dezvoltarea matematică a ultimei ipoteze conduce la o relaţie exponenţială, pentru probabilitatea de depunere a unei particule. Dacă se extinde această expresie, pentru un număr mai mare de particule, care, însă, nu au interacţiune, apreciabilă, între ele, se obţine o relaţie de calcul a randamentului teoretic al electrofiltrului. Dependenţa randamentului teoretic de separare de distanţa parcursă de particule, în câmpul electric, este dată în figura 4.29.

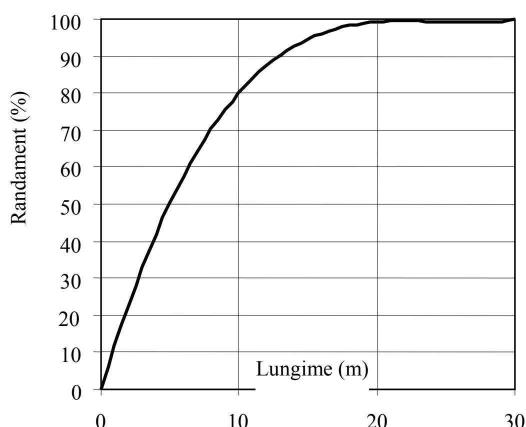


Fig. 4.29. Dependența randamentului teoretic de separare de lungimea electrofiltrului

Ultima etapă a separării electrostatice constă în îndepărtarea materialului captat, la nivelul electrozilor de depunere (electrozi pasivi), şi evacuarea acestuia, în exteriorul electrofiltrului. Această etapă este foarte importantă, deoarece particulele depuse pot fi reantrenate, de către curentul de gaz.

Particulele lichide, aşa cum este ceața de acid sulfuric sau ceața de gudroane, sunt uşor de evacuat, datorită scurgerii gravitaționale a peliculei, pe electrozii de depunere. Fenomenul de reantrenare poate să apară şi în cazul suspensiilor lichide, însă, numai la viteze de curgere foarte mari, de ordinul a 9 ÷ 10 m/s, viteze care depăşesc, de câteva ori, vitezele de curgere, uzuale, din electrofiltre.

Pericolul de reantrenare a particulelor, specific colectării uscate, este determinat, în principal, de caracteristicile particulelor. Astfel, particulele din fumuri metalice, precum oxidul de plumb sau de zinc, au formă neregulată, sunt de dimensiuni foarte mici (de ordinul μm sau zecimilor de μm) şi se depun, pe suprafețele de depunere, în straturi afânate, de densitate mică. Aceste straturi au o coeziune internă apreciabilă, desprinzându-se, în aglomerații pufoase, sub influența curentului de gaz şi a scuturării electrozilor. În opoziție cu acest tip de comportament, particulele mari de praf (cu dimensiuni mai mari de 50 μm) nu prezintă coeziune între ele şi nu formează aglomerări. Aceste particule, dacă au greutate specifică mare, au tendința de a cădea, natural, în buncăre, însă, rămân în suspensie, dacă au densitate mică. Particulele fine de praf (cu dimensiuni de ordinul micronilor) se aglomerează bine şi, datorită densității globale suficient de mari, cad, rapid, în buncăre.

Riscul reantrenării materialului colectat este dependent, de asemenea, de distribuția vitezelor gazului, precum şi de caracteristica curgerii acestuia. O curgere neechilibrată, intens turbulentă, poate reantrena praful, de pe plăcile de depunere şi din buncăre, determinând reducerea, drastică, a randamentului de desprăfuire. Prin corectarea distribuției vitezei gazului, se pot obține creşteri ale randamentului, de la 85 %, la 95 ÷ 98 %.

În centralele termoelectrice, electrofiltrele sunt amplasate între cazan şi exhaustor, fie pe partea caldă a canalului de gaze (în amonte de preîncălzitorul de aer), fie pe partea rece a acestuia (în aval de preîncălzitorul de aer). În raport cu instalaţiile pentru reducerea secundară a emisiilor de oxizi de sulf şi de azot, electrofiltrele pot fi situate fie în amonte (pentru instalaţiile de tip *low dust*), fie în aval (pentru instalaţiile de tip *high dust*).

Încadrarea instalaţiilor de electrofiltre, în procesul tehnologic al arderii combustibililor, în scopuri energetice, este reprezentată în schema bloc din figura 4.30.

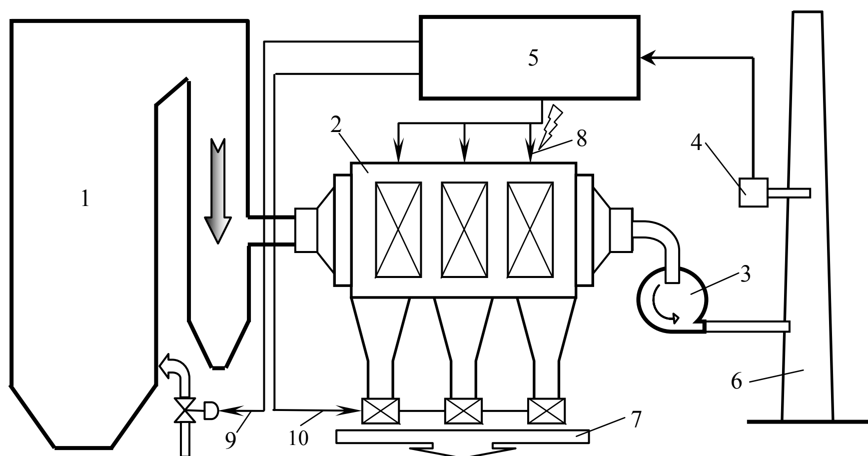


Fig. 4. 30. Schema bloc a unei instalaţii de cazane energetice:
1- cazanul propriu-zis; 2- electrofiltru; 3 - exhaustor; 4 - traductoare pentru măsurarea parametrilor gazelor evacuate; 5 - sistem central de reglare şi control a parametrilor de funcţionare ai instalaţiei; 6 - coş de fum; 7 - buncăre şi instalaţii de evacuare a materialului solid reţinut de electrofiltru; 8 – conexiuni la electrozii de emisie; 9 - sistem de reglare a debitului de aer de ardere; 10 - sistem de reglare a evacuării materialului reţinut.

Pentru proiectarea sau pentru adoptarea unui sistem de epurare, este esenţială cunoaşterea tipului cazanului, caracteristicilor combustibilului şi ale cenuşii rezultate, în urma combustiei. Principalii parametri, utilizaţi ca date de intrare în proiectarea instalaţiilor de electrofiltre, sunt [4.3, 4.10, 4.18, 4.23, 4.34, 4.39]:

- ✓ debitul de gaz de tratat,
- ✓ temperatura amestecului de faze,
- ✓ umiditatea dispersoidului şi higroscopicitatea superficială a particulelor,
- ✓ concentraţia particulelor, aflate în suspensie,
- ✓ caracteristicile fizico-chimice ale particulelor,
- ✓ spaţiul disponibil, destinat instalării sistemului de filtrare,
- ✓ limitele normalizate de emisie,
- ✓ costul investiţiei şi al exploatării instalaţiei.

4.3.4.2. Bazele fizice ale separării particulelor, dintr-un mediu bifazic

Proiectarea instalațiilor de electrofiltre, în condițiile obținerii unor randamente de separare maxime, impune cunoaşterea fenomenelor fizice, care stau la baza separării electrostatice, a suspensiilor solide şi lichide, din medii gazoase. În acest sens, prezintă importanță următoarele fenomene:

❶ descărcarea corona;
❷ încărcarea particulelor cu sarcină electrică;
❸ deplasarea particulelor, sub acțiunea complexului de forțe care acționează asupra acestora, în intervalul dintre electrozii de emisie şi cei de depunere;
❹ depunerea particulelor pe electrozi.

❶ Descărcarea corona unipolară, la tensiune continuă

Descărcarea corona este o descărcare *autonomă*, *incompletă*, specifică sistemelor de electrozi care crează o repartiție *puternic neuniformă* a câmpului electric. Dacă această repartiție este nesimetrică, atunci descărcarea corona este *unipolară*, aprinzându-se numai la electrodul cu rază mică de curbură (acolo unde intensitatea câmpului electric este mai mare). În cazul unei repartiții puternic neuniforme, dar simetrice, a intensității câmpului electric dintre electrozi, descărcarea corona se poate iniția la ambii electrozi, având, astfel, caracter de descărcare *bipolară*. Descărcarea corona bipolară conduce la apariția de purtători de sarcină electrică, la ambii electrozi, fenomen nedorit, în procesul de separare electrostatică a suspensiilor.

Atunci când intensitatea câmpului electric depăşeşte o anumită valoare, numită *intensitate inițială*, în vecinătatea electrodului cu rază de curbură mai mică, se inițiază procese de ionizare a moleculelor de gaz. Ca efect al ionizării, se formează *avalanşe de electroni*. Purtătorii de sarcină electrică, din avalanşă, se deplasează către electrozii de semn contrar, unde se neutralizează. Electronii, în deplasarea lor către electrodul pozitiv, intră în zone de câmp mai puțin intens, îşi micşorează viteza şi, prin *procese de ataşare*, formează ioni negativi. Procesele de ataşare şi de *recombinare* sunt însoțite de eliberarea unor cuante de energie, a căror frecvențe se află şi în domeniul radiațiilor vizibile, fapt care conduce la apariția unei zone luminiscente, în jurul conductorului cu rază mică de curbură. Această coroană luminoasă dă, de fapt, numele descărcării.

Descărcarea este autonomă dacă, după neutralizarea sarcinilor electrice ale avalanşei inițiale, în intervalul dintre electrozi rămâne, cel puțin, un electron capabil să producă noi ionizări ale moleculelor de aer. Dacă acest electron apare doar pe seama ionizatorilor externi, descărcarea este *neautonomă*.

În cazul repartiției uniforme a câmpului electric, atingerea condiției de autonomie a descărcării este similară, practic, cu atingerea condiției de producere a descărcării disruptive. În consecință, în câmpurile cu repartiție uniformă sau slab neuniformă nu există stadiul de descărcare incompletă (descărcare corona), astfel de sisteme de electrozi neputând fi utilizate în instalațiile de electrofiltre, decât, cel mult, în zona de finală a acestora, destinată, exclusiv, colectării particulelor.

Atunci când intensitatea câmpului electric depăşeşte intensitatea iniţială, descărcarea corona debutează prin procese de ionizare a moleculelor de gaz, care se desfăşoară în imediata vecinătate a electrodului cu rază mică de curbură, evoluţia ulterioară a fenomenului depinzând de polaritatea tensiunii aplicate.

La polaritate negativă, a electrodului coronat (figura 4.31,a), avalanşele de electroni, în deplasarea lor către electrodul pozitiv, intră în zone în care intensitatea câmpului electric este din ce în ce mai redusă. Reducerea vitezei de deplasare a electronilor determină formarea, prin procese de ataşare, de ioni negativi. Aceştia se deplasează, lent, către electrodul placă, pozitiv. Reducerea vitezei de deplasare a purtătorilor de sarcină este datorată atât intrării acestora în zone de câmp din ce în ce mai slab, cât şi masei important mai mari a ionilor negativi, în raport cu aceea a electronilor. În aceste condiţii, se formează o sarcină spaţială negativă, în apropierea electrodului cu rază mică de curbură, dincolo de graniţa zonei de ionizare.

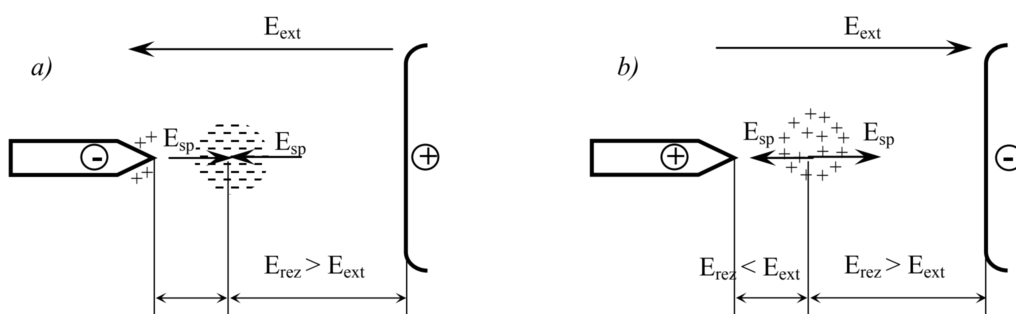


Fig. 4.31. Sarcina spaţială din etapa impulsională a descărcării corona:
a) la polaritate negativă a electrodului coronat; b) la polaritate pozitivă a electrodului coronat.

Dacă densitatea ionilor negativi, din sarcina spaţială, este suficient de mare, atunci se înregistrează o modificare, sensibilă, a repartiţiei câmpului electric, în interval, câmpul propriu al sarcinii spaţială compunându-se cu câmpul electric extern (aplicat). Astfel, în intervalul dintre sarcina spaţială şi electrodul vârf, se reduce intensitatea câmpului electric, fapt care conduce la încetarea proceselor de ionizare.

Ionii negativi se deplasează către electrodul pozitiv, disiparea lor determinând restabilirea nivelului intensităţii câmpului electric, la suprafaţa electrodului vârf, fiind, astfel, îndeplinită condiţia de formare a unor noi avalanşe de electroni. În acest mod, dacă tensiunea aplicată este constantă, procesele se repetă, în circuitul sursei înregistrându-se impulsuri negative de curent, corespunzătoare neutralizării ionilor negativi, la placa pozitivă. Această etapă este *etapa impulsională* a descărcării corona, impulsurile de curent (numite *impulsuri Trichel*) corespunzând propagării, succesive, a avalanşelor negative.

Cu cât raza de curbură a electrodului coronat este mai mică, cu atât amplitudinea impulsurilor negative de curent este mai mică, iar frecvenţa acestora este mai mare. În general, durata de front a impulsurilor Trichel este de ordinul nanosecundelor, iar cea

de spate, de ordinul zecilor de nanosecunde.

Viteza de deplasare a sarcinii spaţiale depinde de intensitatea câmpului electric, astfel încât, la creşterea tensiunii aplicate, creşte viteza purtătorilor de sarcină electrică şi, implicit, frecvenţa impulsurilor negative de curent. Etapa impulsională se caracterizează printr-un domeniu de frecvenţe al impulsurilor, cuprins între 1 kHz şi 100 kHz.

La creşterea tensiunii, avalanşele devin continue, curentul din circuitul sursei devenind, la rândul lui, un curent continuu. Această nouă etapă a descărcării, de *avalanşă continuă*, poartă de numirea de *lumină negativă*.

Creşterea, suplimentară, a tensiunii aplicate determină trecerea descărcării în cea de a treia etapă, caracterizată prin prezenţa *strimerilor*. Strimerii sunt canale de plasmă electrono-ionică, neutre din punct de vedere electric, cu dimensiuni radiale, ale canalului, de ordinul zecimilor de milimetru şi a căror viteză de propagare este de, aproximativ, $10^6 \div 10^7$ m/s. Strimerii, formaţi la nivelul electrodului vârf, se propagă, spre electrodul placă, fără a-l atinge, se sting, iar procesele se repetă. Astfel, descărcarea corona, de polaritate negativă, se evidenţiază prin stabilitatea ei.

Chiar şi în cazul intervalelor scurte, specifice sistemelor de electrozi ai instalaţiilor de electrofiltre, descărcarea corona de polaritate negativă trece printr-o aşa-numită *etapă de relaxare*. Această etapă se caracterizează printr-o reducere a intensităţii descărcării, la o anumită valoare a tensiunii aplicate, reducere determinată de concentrarea ionilor negativi, în apropierea electrodului vârf. La un moment dat, densitatea de sarcină electrică este suficient de mare încât să determine ecranarea, parţială, a electrodului vârf şi, implicit, reducerea intensităţii câmpului electric, la suprafaţa acestuia. La creşterea tensiunii, peste această valoare, creşterea, semnificativă, a vitezei de deplasare a ionilor negativi face să nu mai fie posibilă apariţia unei noi etape de relaxare.

În cazul polarităţii pozitive a electrodului vârf (figura 4.31,b), ionii pozitivi crează sarcini spaţiale de mare densitate (datorită vitezei lor mici de deplasare şi concentrării lor, în urma avalanşelor de electroni). În aceste condiţii electrodul vârf este ecranat, dar, în schimb, creşte, semnificativ, intensitatea câmpului electric, în intervalul dintre sarcina spaţială şi electrodul placă. Ecranarea electrodului vârf face ca intensitatea iniţială a câmpului, la polaritate pozitivă, să fie mai mare decât la polaritate negativă. Această diferenţă, între intensităţile iniţiale ale câmpului, şi, deci, şi între tensiunile la care se aprinde descărcarea corona, se datorează şi prezenţei ionilor pozitivi, din vecinătatea electrodului vârf, negativ, ioni care, înainte de a se neutraliza, determină o oarecare intensificare a câmpului, la suprafaţa acestui electrod (figura 4.31,a).

Impulsurile pozitive de curent, specifice etapei impulsionale a descărcării corona de polaritate pozitivă, au durate de front şi de spate cu, aproximativ, un ordin de mărime mai mari decât impulsurile negative, amplitudine mai mare, însă, frecvenţa doar de ordinul a 1 kHz. Gama de frecvenţe a impulsurilor pozitive de curent nu este mare deoarece avalanşele devin, imediat, continue. Acest fenomen este datorat intensificării câmpului electric, în intervalul dintre sarcina spaţială pozitivă şi electrodul negativ. Astfel, descărcarea corona trece, rapid, în stadiul al doilea, de avalanşă continuă, datorită creării unei concentrări, importante, de sarcină, în vecinătatea electrodului vârf, numită *zonă Hermstein*. În această zonă, intensitatea câmpului electric este suficient de

mare încât să nu mai poată exista mecanismul de relaxare, de blocare a avalanşelor, curentul, din circuit, devenind un curent continuu. La creşterea, în continuare, a tensiunii, se formează strimerii descărcării corona.

Deoarece intensitatea câmpului electric, din fruntea canalelor de strimer, este mare, la o mică creştere a tensiunii se produce *descărcarea disruptivă*.

Ecartul dintre tensiunea iniţială şi tensiunea disruptivă este mult mai mare, la polaritatea negativă a electrodului vârf, decât la polaritatea pozitivă a acestuia, fapt care face să fie mai dificil de exploatat o instalaţie de electrofiltre, la care electrozii de emisie sunt de polaritate pozitivă.

Eficienţa electrofiltrelor, care funcţionează cu descărcare corona de polaritate negativă, se datorează şi faptului că ionii negativi sunt mai rapizi decât cei pozitivi şi aderă, mai uşor, la particulele aflate în suspensie. Experimental, s-a constatat că randamentul de separare al electrofiltrelor, care funcţionează cu descărcare corona de polaritate negativă, este cu aproximativ 20 % mai mare, decât al celor care funcţionează cu polaritate pozitivă [4.18]. Astfel, poate fi explică faptul că, practic, toate electrofiltrele industriale funcţionează cu descărcare corona de polaritate negativă.

Caracteristica energetică a descărcării corona, la tensiune continuă, poartă denumirea de *caracteristică curent – tensiune*. Astfel de caracteristici, trasate pentru diferite sisteme de electrozi de emisie şi de depunere, precum şi pentru diferite distanţe între aceştia, sunt date în figura 4.32 [4.18].

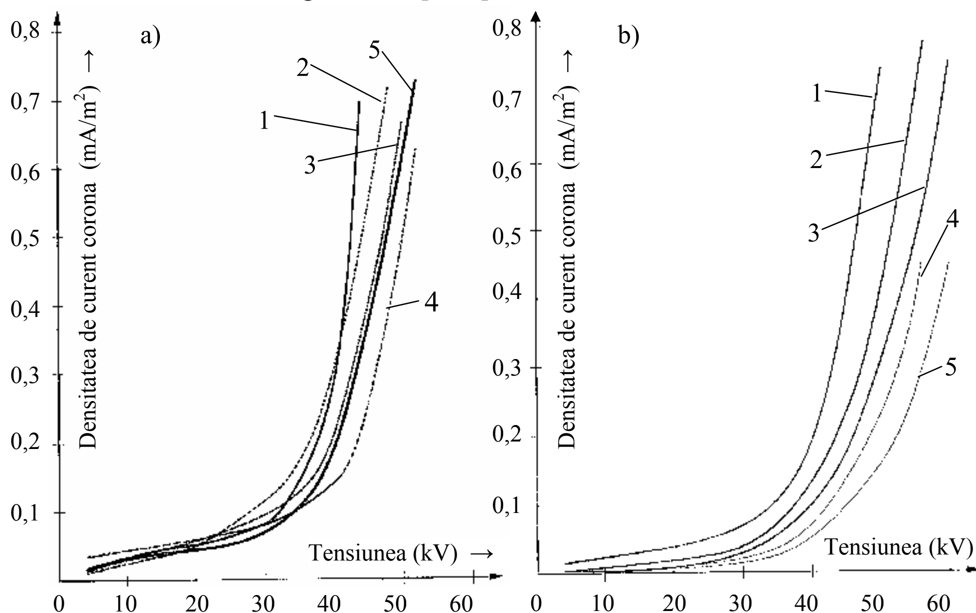


Fig. 4.32. Caracteristici curent-tensiune ale descărcării corona:

a) 2h = 300 mm, electrozi de depunere de tip CSV şi electrozi de emisie: 1- spiralat; 2, 3, 4 - conductor cu secţiune pătrată şi latura 1,5 mm, 2 mm şi respectiv 2,5 mm; 5 – stelat (Fe-Stern).

b) electrozi de emisie de tip Fe-Stern, electrozi de depunere de tip CSV (1,2,3) şi ZT (4,5): 1- pasul 2h = 300 mm; 2şi 4 – pasul 2h = 350 mm; 3 şi 5 – pasul 2h = 400 mm.

Caracteristica curent-tensiune a fost exprimată, analitic, pentru sisteme simple de electrozi, de către Townsend. Astfel, pentru un sistem de electrozi cilindrici coaxiali, ecuația caracteristicii are următoarea formă

$$i = \frac{2b \cdot (U - U_i) \cdot U_i}{R^2 \cdot \ln \frac{R}{r}} \quad \text{(A)}, \qquad (4.52)$$

în care:
R şi r – razele cilindrului exterior şi ale conductorului interior (m);
U_i şi U – tensiunea inițială corona şi respectiv tensiunea aplicată (V);
b – mobilitatea ionilor (m^2/V·s).

Tensiunea inițială corona (pragul de apariție al descărcării) determină o anumită valoare a curentului corona şi deci a gradului de separare al electrofiltrelor. Această tensiune depinde de o serie de parametri, precum:

- ✓ configurația geometrică a electrozilor (forma acestora, raza electrodului de emisie, distanța dintre electrozi);
- ✓ polaritatea electrodului de emisie;
- ✓ forma tensiunii aplicate sistemului de electrozi;
- ✓ temperatura şi presiune mediului (gazului în care se află particulele în suspensie).

Generalizând o serie de rezultate experimentale, F.W. Peek a determinat relații, empirice, pentru calculul intensității inițiale a câmpului electric şi a tensiunii inițiale:

$$E_i = A \cdot \delta \cdot \left(1 + \frac{B}{\sqrt{\delta \cdot r}}\right) \quad \text{(kV/cm)} \qquad (4.53)$$

$$U_i = r \cdot E_i \cdot \log \frac{r}{2b} \quad \text{(kV)}, \qquad (4.54)$$

în care:
r – raza conductorului coronat (m);
b – mobilitatea ionilor (m^2/V·s);
δ – densitatea aerului, corespunzătoare presiunii atmosferice, p_o (760 mm Hg sau 1013 mbar), şi temperaturii T (^oK), ce poate fi calculată cu o relație de forma

$$\delta = \frac{3{,}92 \cdot p_o}{T};$$

A şi B - constante, ale căror valori sunt cunoscute, pentru gaze care au acelaşi număr de molecule, în unitatea de volum. Astfel, pentru domeniul de raze de curbură ale electrozilor de emisie, frecvent utilizate ($3{,}7 \cdot 10^{-4} \div 11{,}6 \cdot 10^{-4}$ m), aceşti parametri au următoarele valori:

A = 33,7 şi B = 0,242 – pentru descărcare corona de polaritate negativă;
A = 31,02 şi B = 0,308 – pentru descărcare corona de polaritate pozitivă;
A = 33,7 şi B = 0,264 – pentru descărcare corona la tensiune alternativă.

C. Gary a dat o justificare teoretică relaţiilor lui Peek, pornind de la condiţia de autonomie a descărcării, dată de Townsend, rezultând, astfel, o relaţie de calcul a intensităţii iniţiale a câmpului electric, de forma

$$E_i = 31 \cdot \left(1 + \sqrt{\frac{1 + 1/\gamma}{C_i \cdot \delta \cdot r}}\right) \quad \text{(kV/cm)}, \qquad (4.55)$$

în care:
γ - coeficient de ionizare prin şoc electronic;
C_i – numărul de perechi de ioni, care poate fi determinat cu o relaţie de forma

$$\frac{C_i}{p_o} = 0{,}14 \quad \frac{perechi}{cm \cdot mmHg}.$$

❷ Încărcarea electrică a particulelor din mediul bifazic

Aşa cum s-a arătat anterior, încărcarea naturală a particulelor nu este suficientă, pentru a realiza un grad de desprăfuire, acceptabil. Cea mai bună metodă, de încărcare artificială, are la bază descărcarea corona, de polaritate negativă, deoarece ionii negativi sunt mai rapizi, decât cei pozitivi, şi se fixează, mai uşor, pe particule praf, asigurând, astfel, deplasarea, rapidă, a acestora, către electrozii de depunere. Practic, 99 % din spaţiul dintre electrozi conţine numai ioni negativi, particulele încărcându-se cu sarcină electrică, într-un interval de timp de, maximum, 0,01 s.

În intervalele dintre electrozii electrofiltrului, acţionează două mecanisme, distincte, de încărcare electrică a particulelor:

a) încărcarea prin impact, datorată ionilor care se deplasează sub acţiunea câmpului electric aplicat, sarcina electrică depinzând, astfel, de intensitatea câmpului;
b) încărcarea prin difuzie, în conformitate cu legile teoriei cinetice a gazelor, care depinde de energia termică a ionilor şi nu de intensitatea câmpului electric.

a) Încărcarea prin impact a particulelor

La aplicarea unei tensiuni, pe sistemul de electrozi, ionii se deplasează, sub acţiunea câmpului electric, spre electrozii de polaritate opusă. Pe măsura creşterii tensiunii aplicate, creşte viteza de deplasare a ionilor, determinând, astfel, creşterea intensităţii curentului. Totuşi, de la o anumită valoare a tensiunii, creşterea intensităţii câmpului electric nu mai determină creşterea curentului, fenomen ce poate fi explicat prin faptul că toţi ionii, aflaţi în spaţiul dintre electrozi, se neutralizează, la aceştia. Acest curent, aparent stabilizat, se numeşte *curent de saturaţie*. La creşterea, în continuare, a tensiunii, viteza ionilor devine suficient de mare, încât să determine noi ionizări, prin impactul cu moleculele, neutre, de gaz. Dacă ionii, nou formaţi, acumulează, sub acţiunea câmpului electric aplicat, o energie cinetică suficient de mare, încât să producă noi ionizări, atunci procesele de ionizare se dezvoltă în avalanşă. Tensiunea, la care se iniţiază procesul de ionizare în avalanşă, este tocmai tensiunea iniţială a descărcării autonome.

Dacă o particulă pătrunde în gazul ionizat, dintre doi electrozi, atunci ea începe să acumuleze sarcini electrice, până în momentul în care câmpul electric propriu, al sarcinii acumulate, devine egal şi de sens contrar câmpului electric extern. Sarcina electrică, la care încetează procesul de încărcare, se numeşte *sarcină limită*.

Analiza acumulării sarcinii poate fi efectuată în ipoteza simplificatoare a unei particule conductoare, sferice, având raza r_p. Inițial, această particulă este neutră, încărcându-se, apoi, cu o sarcină negativă, q. Conform figurii 4.33, la distanța a, în raport cu suprafața particulei, se consideră un ion negativ, având sarcină e^- $(e = 1{,}6 \cdot 10^{-19}\ C)$.

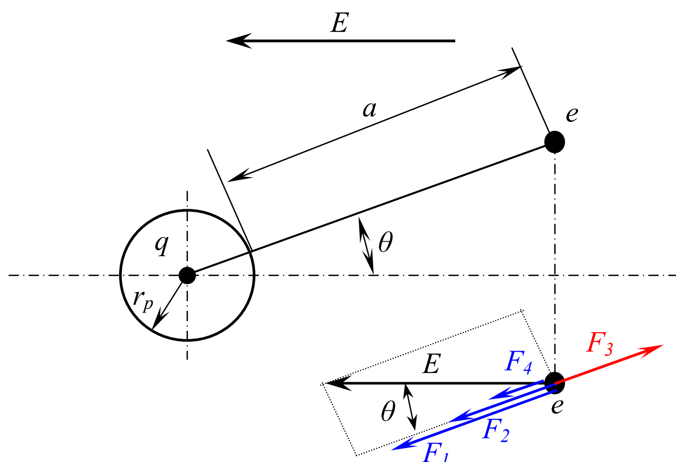


Fig. 4.33. Poziția ionului, *e*, în procesul de încărcare a unei particule sferice, de rază r_p

În aceste condiții, asupra ionului acționează următoarele forțe [4.23, 4.37]:

- ✓ forța determinată de câmpul electric extern, E, a cărei componentă radială este dată de relația

$$F_1 = e \cdot E \cdot \cos\theta\,; \tag{4.56}$$

- ✓ forța determinată de polarizarea particulei conductoare, într-un câmp omogen; componenta radială a câmpului electric creat de o sferă conductoare, neîncărcată cu sarcină electrică, este dată de relația

$$E_r = 2E \cdot \left(\frac{r_p}{r_p + a}\right)^3 \cdot \cos\theta\,, \tag{4.57}$$

rezultând, astfel, relația de calcul a forței de polarizare

$$F_2 = 2 \cdot e \cdot E \cdot \left(\frac{r_p}{r_p + a}\right)^3 \cdot \cos\theta\,; \tag{4.58}$$

- ✓ forța determinată de respingerea sarcinilor de acelaşi semn, imediat ce particula în-

cepe să se încarce cu sarcină negativă (forţă Coulomb):

$$F_3 = \frac{e \cdot q}{4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o \cdot (r_p + a)^2}, \tag{4.59}$$

în care permitivitatea dielectrică a vidului este $\varepsilon_o = 1/(4 \cdot \pi \cdot 9 \cdot 10^9) = 8{,}85 \cdot 10^{-12}$ F/m;

✓ forţa determinată de inducţia electrostatică, numită şi *forţa câmpului imagine*, şi care ajunge, la valoarea maximă, atunci când distanţa dintre ionul negativ şi suprafaţa particulei este egală cu raza particulei ($a = r_p$); mărimea sarcinii induse fiind egală cu e^-, rezultă

$$F_4 = \frac{1}{4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o} \cdot \frac{e^2}{4 \cdot r_p^2}. \tag{4.60}$$

Ionul negativ atinge particula numai dacă forţa rezultantă îndeplineşte condiţia

$$F = F_1 + F_2 - F_3 + F_4 > 0, \tag{4.61}$$

satisfacerea acestei condiţii fiind necesară ionizării prin impact.

După ce particula acumulează n sarcini electrice, intensitatea câmpului propriu al acesteia devine $E_p = n \cdot e / r_p^2$ [4.23], iar dacă acest câmp este egal cu câmpul aplicat, E, apare o stare de echilibru, în care procesul de încărcare se opreşte. Viteza de încărcare a particulei scade, progresiv, pe măsură ce creşte sarcina acumulată, încetând atunci când este satisfăcută condiţia de echilibru.

Sarcina electrică maximă, cu care se poate încărca o particulă conductoare, a fost determinată de Pauthenier şi este dată de o relaţie de forma [4.37]

$$q_{m,cond} = 12 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o \cdot E \cdot r_p^2. \tag{4.62}$$

Pentru particule dielectrice, caracterizate prin permitivitatea relativă $\varepsilon > 1$, însă finită, creşte sarcina electrică maximă, devenind, conform relaţiei lui Pauthenier şi a lui Moreau-Hanot, egală cu:

$$q_m = n \cdot e = 4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o \cdot E \cdot r_p^2 \cdot \left(1 + 2 \cdot \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2}\right) = 4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o \cdot \delta_e \cdot E \cdot r_p^2, \tag{4.63}$$

în care, δ_e se numeşte *indice dielectric al particulei.* Acest indice este o constantă de încărcare a particulei, în câmp electric, având valorile:

- $\delta_e = 3$ – pentru particule conductoare;
- $\delta_e = 1 \div 2{,}5$ – pentru particule semiconductoare;
- $\delta_e = \frac{3\varepsilon}{\varepsilon + 2}$ - pentru particule dielectrice.

Relaţia care descrie procesul de încărcare, prin bombardament ionic, dedusă de Pauthenier, este de forma

$$\frac{q}{q_m} = \frac{t}{t + \tau_o} , \quad (4.64)$$

în care:
q şi q_m - sarcina electrică şi respectiv sarcina electrică limită a particulei (C);
t - timpul de încărcare a particulei, cu sarcina electrică (s);
τ_o – constanta de timp de încărcare, a particulei.

Constanta de timp de încărcare, a particulei, este independentă de mărimea acesteia, însă, dependentă de sarcinile elementare, din spaţiul de calcul, şi de mobilitatea ionilor, b (m^2/Vs):

$$\tau_o = \frac{1}{\pi \cdot \rho_q \cdot b} \cong 0{,}01\, s , \quad (4.65)$$

ρ_q reprezentând densitatea spaţială de sarcină electrică (C/m^3).

Încărcarea prin impact ionic este principalul mecanism de încărcare, a particulelor de praf, în zona de existenţă a descărcării corona, încărcarea prin difuzie fiind importantă doar pentru particulele submicronice [4.18].

b) Încărcarea prin difuzie

În cazul în care repartiţia purtătorilor de sarcină, dintr-un gaz, nu este uniformă, în întreg volumul gazului, are loc un proces de migrare a sarcinilor electrice, din zonele cu concentraţie mai mare, către zonele cu concentraţie mai mică. Acest proces se numeşte *difuzie* şi este caracterizat prin *coeficientul de difuzie*, λ.

Mărimea fluxului de ioni, pe unitatea de suprafaţă a particulei, se poate calcula din ecuaţia generală a difuziei [4.23]:

$$\frac{\partial N_n}{\partial t} = k \cdot E_p \cdot N - \lambda \cdot grad(N) \text{ (ioni/secundă)} \quad (4.66)$$

în care:
N_n - număr de ioni, care lovesc unitatea de suprafaţă a particulei, în ($ioni/m^2$);
E_p - intensitatea câmpului electric, ce acţionează asupra particulei (V/m);
N - concentraţia de ioni ($ioni/m^3$);
λ - coeficientul de difuzie (m^2/s);
k - mobilitatea ionilor ($m^2/V \cdot s$);

Pentru particulele mari, se poate considera că ionii au concentraţie constantă, în câmp, adică $grad(N) = 0$ şi $N = N_o$, N_o fiind concentraţia iniţială de ioni, a descărcării corona. În această ipoteză, relaţia anterioară devine de forma

$$\frac{\partial N_n}{\partial t} = k \cdot E_p \cdot N_o . \quad (4.67)$$

Încărcarea particulelor mari continuă, până când câmpul electric, al întregii suprafeţe, devine nul. După Pauthenier, legea de variaţie în timp a sarcinii electrice, a particulei, poate fi exprimată prin relaţia

$$q(t) = q_m \cdot \frac{\pi \cdot k \cdot N_o \cdot e \cdot t}{4 \cdot \pi \cdot \varepsilon_o + \pi \cdot k \cdot N_o \cdot e \cdot t} \quad \text{(C)}, \qquad (4.68)$$

în care, t este momentul de timp, dat în secunde, iar q_m este sarcina maximă, care, pentru concentraţii mici de particule, este dată de relaţia (4.63).

Permitivităţile dielectrice relative ale diferitelor materiale sunt: $\varepsilon = 1$ – pentru gaze; $\varepsilon = 4$ – pentru cuarţ şi sulf; $\varepsilon = 5$ – pentru ghips; $\varepsilon = 12 \div 18$ – pentru oxizi de metale; $\varepsilon \rightarrow \infty$ - pentru metale.

Diferite valori ale timpului de încărcare a particulelor, în funcţie de mărimea sarcinii electrice relative, sunt date în tabelul 4.16 [4.23].

Tabelul 4.16. Timpul de încărcare a particulelor, în funcţie de mărimea sarcinii relative

Mobilitatea ionilor, k (m^2/Vs)	Concentraţia de ioni, N_o (ioni/m^3)	t (s) în funcţie de mărimea sarcinii, dată în % faţă de sarcina maximă		
		75	90	99
$1 \cdot 10^{-4}$	10^{13}	0,7	2,0	20,0
$2 \cdot 10^{-4}$	10^{14}	0,03	0,1	1,0
$3 \cdot 10^{-4}$	10^{15}	0,0015	0,05	0,5

Se poate observa că, în condiţii medii de intensitate a descărcării corona, pentru care $k = 2 \cdot 10^{-4}$ (m^2/Vs) şi $N_o = 10^{14}$ (ioni/m^3), într-un interval de timp de 0,1 s, particula se încarcă cu o sarcină electrică egală cu 90 % din sarcina maximă.

Pentru particule submicronice ($d_p < 1$ μm) sarcina electrică maximă nu se calculează cu relaţia (4.63), ci cu o relaţie de forma [4.23]

$$q_m = 4\pi\varepsilon_o \frac{r_p}{e} K_B \cdot T \cdot \ln\left(1 + \frac{\pi\varepsilon_o}{4} \cdot \sqrt{\frac{2\pi}{mK_BT}} \cdot 2r_pN_oe^2t\right) \quad \text{(C)}, \qquad (4.69)$$

în care, m este masa ionului, $K_B = 1{,}38 \cdot 10^{-23}$ J/°K – constanta lui Boltzmann, iar T este temperatura absolută a particulei.

În instalaţiile reale, temperaturile sunt cuprinse, frecvent, între 150 ÷ 400 °C, iar concentraţia iniţială de purtători de sarcină, creaţi de către descărcarea corona, $N_o = 10^{14}$ ioni/m^3, astfel încât relaţia (4.69) devine de forma

$$q_m = ne \approx 2 \cdot 10^8 \cdot r_p \cdot e \quad \text{(C)}, \qquad (4.70)$$

în care, raza r_p a particulei este dată în metri.

Toate relaţiile anterioare, care dau sarcina electrică maximă a particulei, sunt valabile în cazul unor concentraţii mici de particule, aflate în suspensie, caz în care se poate considera că densitatea medie a ionilor, rezultaţi prin descărcare corona, este foarte puţin modificată. În cazul unor concentraţii mari de praf şi pentru particule având diametrul $d_p > 1$ μm, relaţia de calcul a sarcinii maxime devine de forma [4.23]

$$\frac{\pi}{4\pi\varepsilon_o} \cdot kN_o t = \frac{1}{1-C_o} \cdot \frac{q_r}{1-q_r} + \frac{C_o}{(1-C_o)^2} \cdot \ln\frac{1-q_r}{(1-C_o)\cdot q_r}, \qquad (4.71)$$

în care:

$C_o = \frac{N \cdot q_m}{N_o \cdot e}$ - concentrația relativă a particulelor în gaz, N fiind numărul de particule;

$q_r = \frac{q(t)}{q_m}$ - încărcarea relativă a particulelor, cu sarcină electrică.

Dacă în relația (4.71) se face particularizarea $C_o = 0$, atunci aceasta devine de forma (4.68).

c) Încărcarea combinată, prin impact şi difuzie

Încărcarea particulelor, prin impact şi prin difuzie, se produce simultan, putându-se considera că procesele de ionizare prin impact predomină, la particulele având diametrul mai mare de câteva zecimi de micron, iar ionizarea prin difuzie predomină la particule având diametrul mai mic de 0,1 μm. Evident, această graniță nu are caracter absolut.

Pentru procesele de ionizare, ce au loc prin ambele mecanisme, Cochet a propus următoarea relație de calcul a sarcinii maxime [4.23]

$$q_m = \left[\left(1+\frac{\lambda_i}{r_p}\right)^2 + \frac{2}{1+\lambda_i/r_p} \cdot \frac{\varepsilon-1}{\varepsilon+2}\right] \cdot 4\pi\varepsilon_o E_o r_p^2 \cdot \frac{t}{t+\tau_o} \quad \text{(C)}, \qquad (4.72)$$

în care:

λ_i - traseul liber al ionilor (pentru aer, în încăpere, $\lambda_i = 10^{-7}$ m);

E_o – intensitatea câmpului electric nedeformant de prezența particulelor de praf, încărcate cu sarcină electrică;

τ_o - constanta de timp a încărcării (secunde), care rezultă din relația $\tau_o = \frac{4\pi\varepsilon_o}{N_o' qk}$;

N_o' - concentrația de electroni, în câmp nedeformant;

q - sarcina particulei;

k - mobilitatea ionilor;

t - timpul de expunere a particulei, la influența câmpului electric.

Deşi ecuația (4.72) se pare că are la bază o serie de rezultate experimentale, unii cercetători susțin că traseul liber al ionilor este cu un ordin de mărime mai mic, decât cel admis de Cochet, şi că mişcarea termică neregulată, dominantă, la un moment dat, nu poate fi exprimată printr-o mişcare ce are loc doar de-a lungul unor linii de forță. Evident, abordarea analitică a unei asemenea teorii, ce ține seama de mişcarea arbitrară a ionilor, este foarte dificilă.

Cu titlu informativ, în tabelul 4.17 [4.23] se dă numărul limită al sarcinilor electrice elementare, pe care le poate primi o particulă aflată în câmp electric, într-o concentraţie de ioni de aceeaşi polaritate.

Tabelul 4.17. Numărul limită al sarcinilor elementare, pe care le poate primi o particulă

Raza particulei (μm)	Proprietăţi dielectrice		Numărul de sarcini elementare obţinute		
			sub acţiunea câmpului de (V/m)		datorită difuziei ionice
	ε	δ_e –relaţia (4.63)	$1{,}5\cdot10^5$	$3{,}0\cdot10^5$	
0,2	1	1	4	8	38
	4	2	8	16	
	∞	3	13	25	
0,5	1	1	26	52	95
	4	2	52	104	
	∞	3	78	157	
1,0	1	1	105	210	207
	4	2	210	420	
	∞	3	314	630	
5,0	1	1	2600	5220	1050
	4	2	5220	10450	
	∞	3	7870	15680	
10,0	1	1	10500	21000	2100
	4	2	21000	42000	
	∞	3	31400	63000	

❸ Deplasarea particulelor în intervalul dintre electrozi

Asupra unei particule, aflate în suspensie în gaz şi care intră între electrozii unui electrofiltru, acţionează un complex de forţe, aşa cum se poate observa din figura 4.34.

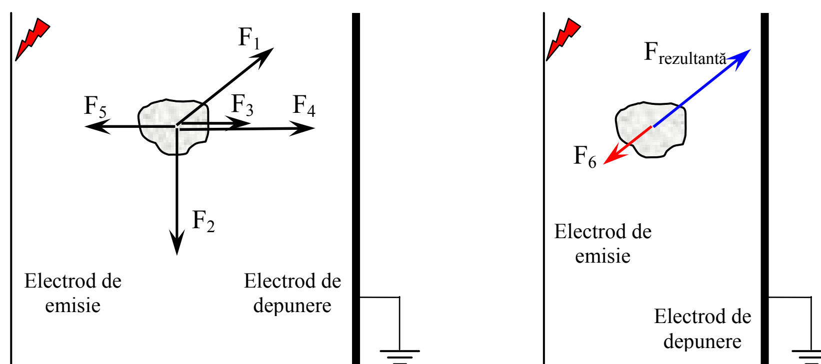


Fig. 4.34. Complexul de forţe care acţionează asupra unei particule în electrofiltru: F_1 – datorată antrenării de către fluxul de gaz; F_2 – gravitaţională; F_3 – forţa utilă a vântului corona; F_4 – forţa electrostatică; F_5 – forţa datorată fenomenelor de polarizare dielectrică; $F_{rezultantă}$ – rezultanta primelor cinci forţe; F_6 – rezistenţa la înaintare, în mediu vâscos.

Forța $\mathbf{F_1}$ reprezintă forța de antrenare a particulei, determinată de deplasare fluxului de gaz. Relația de calcul a acestei forțe se poate obține pornind de la egalitatea dintre energia cinetică a masei de gaz, ce acționează asupra particulei, şi lucrul mecanic, pe care aceasta îl produce:

$$m_g \cdot \frac{v_g^2}{2} = F_1 \cdot L \quad \Leftrightarrow \quad k_p \cdot \rho_g \cdot L \cdot \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot \frac{v_g^2}{2} = F_1 \cdot L, \tag{4.73}$$

în care:

k_p - coeficient care ține seama de faptul că particulele reale nu au o formă sferică, perfectă, $k_p = 0{,}6$;
d_p - diametrul particulei (m);
L - lungimea activă a electrofiltrului (m);
ρ_g - densitatea gazului (kg/m^3);
v_g - viteza de curgere a gazului (m/s).

Se obține, astfel,

$$F_1 = 0{,}24 \cdot d_p^2 \cdot \rho_g \cdot v_g^2 \quad \text{(N)}, \tag{4.74}$$

forță proporțională cu densitatea gazului, cu pătratul vitezei acestuia şi cu pătratul dimensiunii maxime a particulei.

Forța de gravitație, $\mathbf{F_2}$, este dată ca o rezultantă a greutății proprii a particulei şi a forței lui Arhimede, determinate de imersia particulei în gaz. Astfel, pentru particule de densitate ρ_p, se obține:

$$F_2 = \frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot \left(\rho_p - \rho_g\right) \cdot g = 5{,}15 \cdot d_p^3 \cdot \left(\rho_p - \rho_g\right) \quad \text{(N)}. \tag{4.75}$$

Forța vântului electric, $\mathbf{F_3}$, este dată de produsul dintre sarcina spațială a gazului ionizat şi intensitatea câmpului electric şi reprezintă efectul mecanic al curenților de ioni, rezultați prin descărcare corona, asupra particulelor de praf.

Curentul de gaz, produs de presiunea electrostatică, nu ajunge, însă, până la suprafața electrodului de depunere, ci numai până la o distanță de circa 3 cm, fața de acesta, schimbându-şi, apoi, direcția, aşa cum se poate observa în figura 4.35.

Viteza vântului electric variază între 0,5 şi 1 m/s, trebuind, astfel, luată în considerare numai pentru viteze de curgere a gazului mai mici de 1 m/s.

Efectul util al vântul electric se manifestă şi prin egalizarea concentrației ionilor, fapt care facilitează procesul de depunere a prafului.

Forța $\mathbf{F_4}$ este forța electrostatică (forța Coulomb), de acțiune a câmpului electric aplicat, asupra particulei, încărcate cu sarcină electrică. $\mathbf{F_4}$ este dată de relația:

$$F_4 = q_p \cdot E_p, \tag{4.76}$$

în care, q_p reprezintă sarcina particulei (C), iar E_p intensitatea rezultantă a câmpului electric, care acționează asupra particulei (V/m).

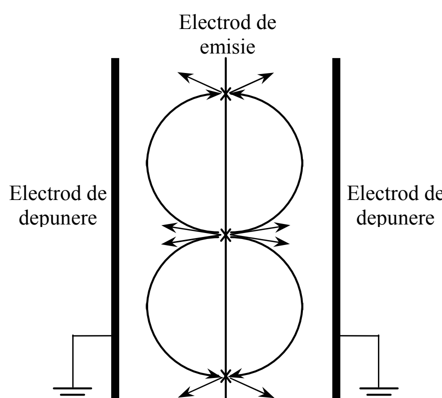


Fig. 4.35. Traiectoria curentului de gaz produs de presiunea electrostatică

Forţa de polarizare, $\mathbf{F_5}$, este o forţă care acţionează asupra particulei neîncărcate, aflate într-un câmp electric cu repartiţie puternic neuniformă. Această forţă este maximă în vecinătatea electrodului corona, unde particula nu este încărcată, şi scade, pe măsură ce particula se încarcă cu sarcină şi se deplasează, către electrodul de depunere. Variaţia acestei forţe, pe o direcţie perpendiculară pe cei doi electrozi, este dată de relaţia

$$F_5 = r_p^3 \cdot \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2} \cdot E_p \cdot \frac{dE_p}{dx}, \tag{4.77}$$

în care, x este distanţa dintre punctul de calcul şi electrodul corona.

Dependenţa forţelor Coulomb (F_4) şi de polarizare (F_5) de distanţa parcursă de o particulă, având diametrul de 200 μm şi permitivitatea dielectrică relativă $\varepsilon = 4$, în intervalul dintre electrozi, este reprezentată grafic în figura 4.36 [4.23].

Forţa determinată, de rezistenţa la înaintare a particulei, în mediului gazos, $\mathbf{F_6}$, este dată de relaţia

$$F_6 = \rho_g \cdot A \cdot C_f \cdot \frac{w^2}{2}, \tag{4.78}$$

semnificaţia notaţiilor fiind ca şi în relaţia (4.7), numai că în locul vitezei de sedimentare (v_s), a particulelor, se utilizează viteza de migrare (w) a acestora.

Coeficient de rezistenţă la înaintare (C_f) depinde de viteza relativă, gaz-particule, de dimensiunile particulelor, de densitatea şi de vâscozitatea gazului (μ). Aşa cum s-a arătat în § 4.2.3, există o strânsă corelaţie între coeficientul de frecare şi criteriul Reynolds. Experimentele au condus la următoarea corelaţie [4.23, 4.34]:

$$\begin{cases} \mathrm{Re} \le 0{,}2\ (0{,}5) \Rightarrow C_f = 24/\mathrm{Re}; \\ 0{,}2\ (0{,}5) \le \mathrm{Re} \le 500 \Rightarrow C_f = 18{,}5/\mathrm{Re}^{0{,}6}; \\ 500 \le \mathrm{Re} \le 150000 \Rightarrow C_f = 0{,}44. \end{cases}$$

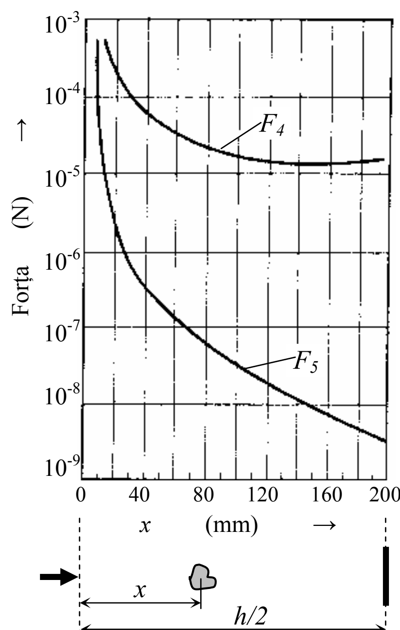


Fig. 4.36. Variația forței electrostatice și a forței de polarizare, ce acționează asupra unei particule (având d_p = 200 μm și $\varepsilon = 4$), în intervalul dintre electrozii unui electrofiltru

Modelele analitice, prezentate în literatura de specialitate, acceptă ipoteza prin care valoarea cifrei Reynolds se situează în primul domeniu, corespunzător unor diametre ale particulelor, sferice, cuprinse între 2 ÷50 μm. În această ipoteză, particulei i se poate aplica legea lui Stokes. În realitate, însă, efectele mişcării Browniene se resimt chiar şi în cazul particulelor de 3 μm, fapt care complică, mult, modelele analitice.

În ipoteza simplificatoare a particulei sferice, ce se deplasează conform legii lui Stokes, relația de calcul a rezistenței la înaintare devine de forma (vezi § 4.2.3)

$$F_6 = 3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p \cdot w . \qquad (4.79)$$

În instalațiile industriale, este valabilă inegalitatea $F_3 + F_4 > F_5$, greutatea proprie a particulei fiind neglijabilă, cel puțin în domeniul de aplicare a legii lui Stokes. În aceste condiții, şi având în vedere şi dependența forței F_5 de traseul parcurs de particulă, deplasarea poate fi considerată bidimensională, între cei doi electrozi. Astfel, viteza de migrare se poate calcula din egalitatea forțelor F_4 şi F_6, rezultând

$$w = \frac{q_p \cdot E_p}{3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p} \cdot K_C , \qquad (4.80)$$

în care, coeficientul de corecție Cunnigham se aplică, în special, particulelor mai mici de 5 μm şi se calculează cu relația (4.13).

În literatura de specialitate [4.23, 4.34], pentru viteza de migrare mai sunt indica-

te şi următoarele relaţii de calcul:

$$\begin{cases} w = \dfrac{\varepsilon}{4 \cdot \pi \cdot \mu \cdot (2+\varepsilon)} \cdot d_p \cdot E^2, \quad pentru \quad d_p > 1\mu m, \\ w = \dfrac{e \cdot 10^6}{3 \cdot \pi \cdot \mu} \cdot \left(1 + \dfrac{2 \cdot A \cdot \lambda_g}{d_p}\right) \cdot E, \quad pentru \quad d_p \le 1\mu m \end{cases}, \qquad (4.81)$$

în care, E reprezintă intensitatea câmpului electric, aplicat sistemului de electrozi, A este o constantă, iar λ_g reprezintă traseul liber al moleculelor de gaz.

❹ Depunerea particulelor pe electrozi

În momentul în care particula intră în contact cu electrodul de depune, asupra sa acţionează încă două forţe utile, faţă de cele reprezentate în figura 4.34, rezultând, astfel, diagrama de forţe din figura 4.37. Aceste forţe suplimentare sunt:

F_7 - forţa produsă de imaginea, de tip oglindă, a sarcinii electrice a particulei;
F_8 - forţă de atracţie a particulei, de către placă, care acţionează numai în imediata vecinătate a electrodului de depunere.

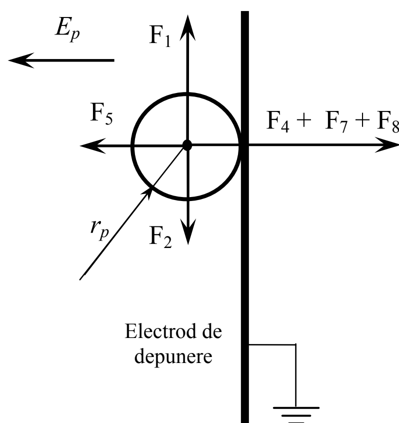


Fig. 4.37. Forţele care acţionează asupra particulei, încărcate cu sarcină electrică, la nivelul electrodului de depunere

Forţa $\mathbf{F_7}$ rezultă din acţiunea, reciprocă, dintre sarcina electrică a particulei şi o sarcină indusă (sarcină imagine), care o atrage, către suprafaţa electrodului de depunere

$$F_7 = \frac{1}{4 \cdot \pi \cdot \varepsilon \cdot \varepsilon_o} \cdot \frac{q_p^2}{4 \cdot r_p^2} = 9 \cdot 10^9 \cdot \frac{q_p^2}{d_p^2} \quad (N). \qquad (4.82)$$

Forţa $\boldsymbol{F_8}$ este o forţă de provenienţă mecanică, având semnificaţia atracţiei inter-

moleculare, generate de forțele capilare de aderență. Relația de calcul a acestei forțe este de forma [4.23]

$$F_8 = d_p^2 \cdot \left(C \cdot E_p \cdot j \cdot \rho_{rez,p} - C_1 \cdot E_p^2\right) \quad \text{(N)}, \qquad (4.83)$$

în care, j reprezintă densitatea de curent (A/m), $\rho_{rez,p}$ este rezistivitatea particulei (Ω·cm), iar C şi C_1 sunt constante obținute experimental (nu sunt adimensionale).

Contactul particulei, cu suprafața de depunere, se realizează cu o viteză dependentă de mărimea particulei, intensitatea câmpului electric şi de caracteristicile fizice şi chimice ale materialului particulei.

Pe lângă acestea, trebuie subliniat faptul că stratul de praf nu reprezintă, de fapt, o aglomerare, haotică, de particule. Particulele sunt supuse unor forțe de natură electrică, care tind să le preseze pe electrodul de depunere.

În stratul de praf depus, existența particulelor de dimensiuni mari determină afânarea stratului. Densitatea stratului de praf descreşte, pe măsură ce creşte distanța dintre particule şi electrodul de depunere, deci pe măsură ce creşte grosimea stratului.

Particulele lichide cedează sarcina electrică, după ce vin în contact cu electrodul de depunere, şi se scurg, în recipientul de colectare, chiar dacă o parte din sarcină continuă să se mențină, în pelicula de lichid.

În cazul particulelor solide, la contactul acestora cu suprafața electrodului de depunere, se inițiază un proces de descărcare a sarcinii electrice, însă, în acelaşi timp, continuă şi procesul de încărcare a particulelor, de către ionii de gaz, aflați între electrozi. Rezultă, deci, că particulele solide au o sarcină electrică remanentă, aceasta fiind cauza principală a aglomerării prafului, pe suprafața electrozilor de depunere.

Rezistivitatea particulelor determină, esențial, viteza de cedare a sarcinii electrice, iar atunci când descărcarea predomină, în raport cu încărcarea, particulele se desprind, la un moment dat.

Praful cu rezistivitate mai mare de 10^{11} Ω·cm, cedează greu sarcina electrică. În aceste condiții, la anumite valori ale tensiunii, pot să apară descărcări inverse. Acestea se dezvoltă de la electrodul de depunere, către cel de emisie, şi perturbă, grav, funcționarea electrofiltrului.

Jaroslav Böhm a evidențiat următoarele premise ale apariției descărcărilor inverse:

- ✓ stratul de praf este constituit din particule, care formează punți, de conductivitate diferită, care influențează, pe ansamblu, conductivitatea stratului;
- ✓ în interstițiile dintre particule se află gaz, caracterizat prin permitivitate dielectrică mai mică decât a particulelor, fapt care determină creştere intensității câmpului electric, la nivelul acestor incluziuni gazoase; în aceste incluziuni, se inițiază procese de ionizare, care se pot dezvolta, în anumite condiții, până la descărcare disruptivă.

Efectele producerii descărcărilor inverse sunt: scăderea tensiunii dintre electrozi, creşterea curentului, prin circuitul sursei, şi formarea unor cratere, în straturile de praf depuse.

4.3.4.3. Tipuri constructive

Există o multitudine de soluţii constructive de electrofiltre, adoptarea unei anumite soluţii depinzând de:

- ✓ natura particulelor, aflate în suspensie,
- ✓ caracteristicile gazului purtător,
- ✓ gradul de colectare şi fiabilitatea, impuse pentru funcţionarea de lungă durată;
- ✓ experienţa acumulată de companiile producătoare de astfel de echipamente.

Din punct de vedere constructiv, electrofiltrele se pot clasifica după o serie de criterii. O posibilă clasificare a electrofiltrelor este dată în cele ce urmează.

❶ După *numărul treptelor*, electrofiltrele se pot clasifica în:

- electrofiltru cu o treaptă,
- electrofiltru cu două trepte,

reprezentarea schematică a acestora fiind dată în figura 4.38.

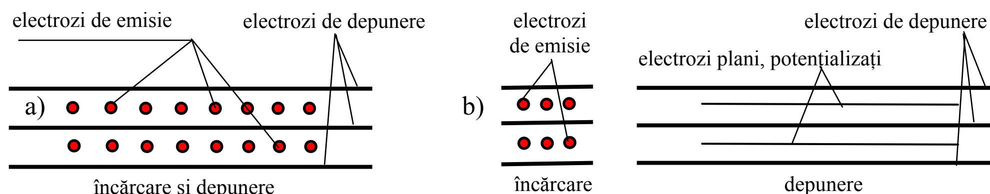


Fig. 4.38. Reprezentarea schematică a electrofiltrelor cu o treaptă (a) şi cu două trepte (b)

În cazul electrofiltrelor cu o treaptă, electrozii de emisie, de secţiune mică, sunt montaţi pe rame, dispuse între panourile electrozilor de depunere. Distanţa dintre electrozii de depunere (pasul electrofiltrului, notat cu $2h$) este cuprinsă între 200 mm şi 600 mm, funcţie de tipul electrofiltrului. În unica treaptă a electrofiltrelor, de acest tip, se desfăşoară atât procesele de încărcare a particulelor, cu sarcină electrică, cât şi acelea de colectare a acestora.

În cazul electrofiltrelor cu două trepte, în prima treaptă se produce o intensă ionizare a gazului, în prezenţa descărcării corona, şi, implicit, încărcarea particulelor, cu sarcină electrică, particulele fiind colectate abia în treapta a doua. În cea de a doua treaptă a acestor electrofiltre, electrozii sunt astfel dimensionaţi încât să nu se aprindă descărcarea corona.

Electrofiltrele cu o treaptă au eficienţă foarte bună, în cazul desprăfuirii industriale a gazelor tehnologice (inclusiv acelea provenite din arderea combustibililor solizi), iar electrofiltrele cu două trepte sunt utilizate, în special, pentru obţinerea unor debite de aer pur (necesar climatizării unor spaţii sau în acţionările pneumatice, ca agent de lucru), caz în care eliminarea ozonului, din gazul tratat, este esenţială.

❷ După *direcția de curgere a gazelor*, electrofiltrele pot fi orizontale sau verticale.

Reprezentarea schematică a acestor două tipuri de electrofiltre, precum şi unele detalii constructive sunt date în figura 4.39 [4.23].

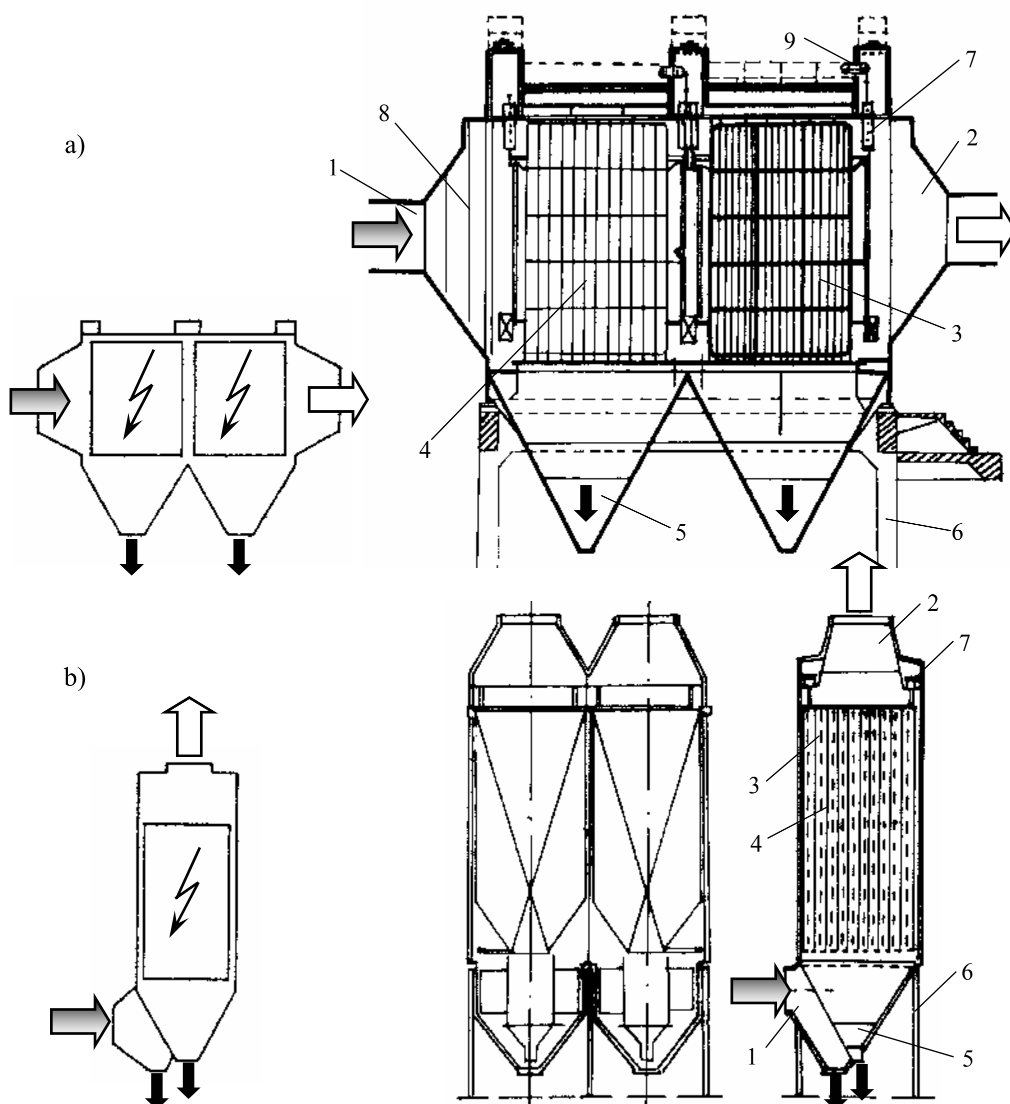


Fig. 4.39. Reprezentare schematică şi detalii constructive, pentru electrofiltre orizontale (a) şi verticale (b):
1 – racord de admisie; 2 – racord de evacuare a gazului; 3 – electrozi de emisie; 4 – electrozi de depunere; 5 – buncăre; 6 – instalație de susținere; 7 – izolatoare de trecere; 8 – dispozitive de uniformizare a curgerii gazului; 9 – acționarea dispozitivului de scuturare a electrozilor corona

Electrofiltrele verticale sunt construite, în general, pentru debite mici de gaz şi pentru cazul în care impurităţile pot fi, uşor, reţinute, într-un singur câmp electric. Acestea ocupă spaţii mici, dar au instabilitate mare în funcţionare.

Electrofiltrele orizontale au dimensiuni mari de gabarit, în plan orizontal, însă permit amplasarea, în serie, a două sau a mai multe camere de depunere, asigurând, astfel, o bună stabilitate şi fiabilitate în funcţionare, precum şi grade ridicate de epurare.

❸ După *sistemul geometric al electrozilor*, care determină repartiţia câmpului electric, electrofiltrele pot fi:

- cu sistem concentric de electrozi (tubulare, sau fagure);
- cu sistem plan de electrozi;
- cu sistem mixt de electrozi.

Reprezentarea schematică a acestor tipuri de electrozi, precum şi aceea a unui electrofiltru tubular, cu o treaptă, sunt date în figura 4.40 [4.23, 4.34]. Unele aspecte constructive, ale electrofiltrelor cu electrozi plani, se regăsesc şi în figura 4.39.

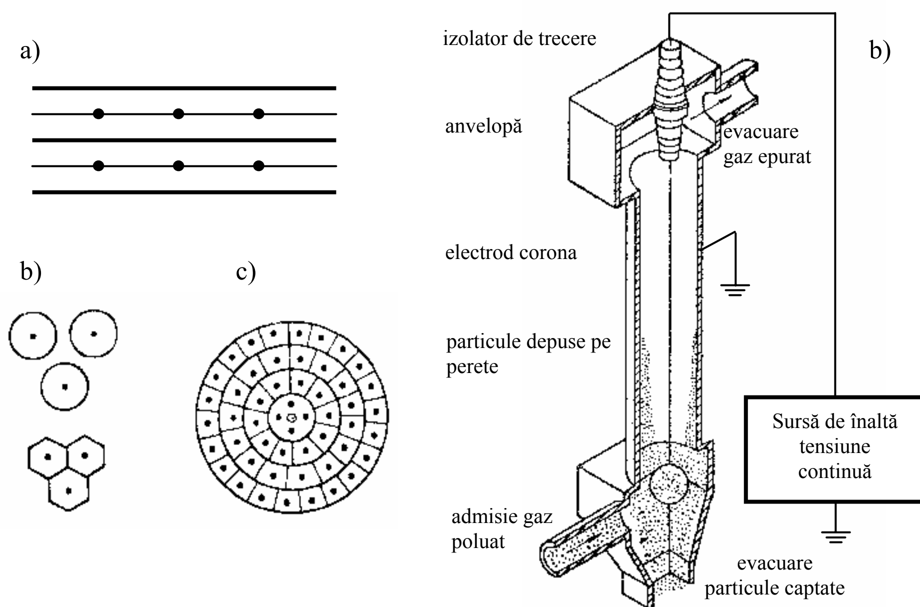


Fig. 4.40. Reprezentarea schematică a diferitelor geometrii ale sistemelor de electrozi: a) sistem plan de electrozi; b) – sistem concentric şi reprezentarea schematică a unui electrofiltru tubular; c) – sistem mixt de electrozi.

❹ În funcţie de *dispunerea relativă a electrozilor*, electrofiltrele se clasifică în:

- electrofiltre cu dispunere separată a emisiei şi a depunerii;
- electrofiltre cu dispunerea emisiei şi depunerii în acelaşi câmp;
- electrofiltre cu sistem de electrozi de depunere suplimentar.

Dispunerea electrozilor celor trei categorii de electrofiltre este reprezentată, schematic, în figura 4.41 [4.23].

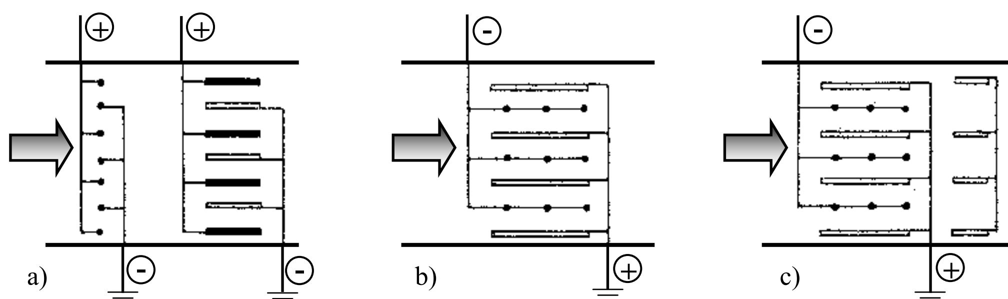


Fig. 4.41. Distribuirea relativă a sistemelor de electrozi de emisie şi de depunere: a) dispunere separată a emisiei şi depunerii; b) – dispunere în acelaşi câmp a emisiei şi depunerii; c) – electrofiltru cu sistem de depunere suplimentar.

Aşa cum s-a arătat şi în cazul electrofiltrelor cu mai multe câmpuri, dispunerea separată a emisiei şi depunerii, după sistemul Penney, este utilizată, aproape în exclusivitate, în instalațiile de climatizare, în timp ce instalațiile industriale au sisteme de electrozi din cea de a doua categorie. Sistemele suplimentare de electrozi de depunere sunt foarte rar utilizate. Rolul acestor electrozi este acela de a reține eventualele particule, reantrenate din câmpurile de separare din amonte.

❺ După *numărul de camere de epurare, independente*, dispuse în serie sau în paralel, pe direcția de curgere a gazului, se disting instalații de electrofiltre:

- cu o singură cameră;
- cu două sau mai multe camere.

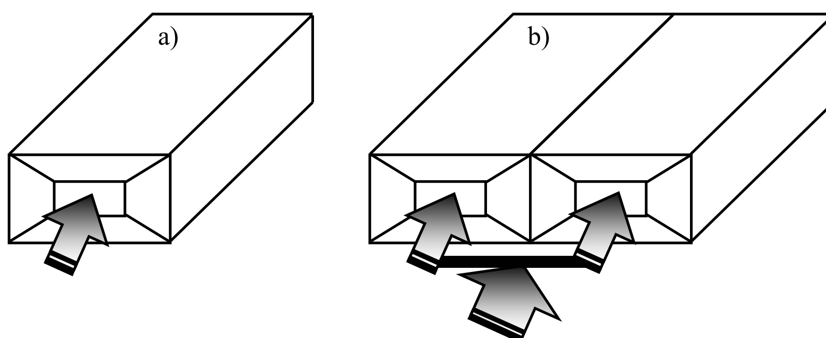


Fig. 4.42. Instalații de electrofiltre cu o cameră (a) şi cu două camere în paralel (b).

Utilizarea mai multor camere, în serie, permite creşterea gradului de colectare a particulelor, iar conectarea mai multor camere, în paralel, permite tratarea unor debite mai mari de gaz sau, mai important, preluarea întregului debit de gaz poluat, în situații-

le în care una dintre camere este defectă sau este supusă unor lucrări de mentenanţă.

❻ După *numărul de câmpuri independente*, care se pot forma într-o cameră de epurare, există două categorii de electrofiltre:

- cu un câmp electric (cu ozonă electrică);
- cu două, sau mai multe câmpuri.

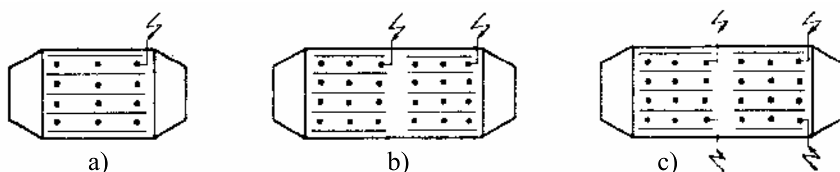


Fig. 4.43. Reprezentare, schematică, a unui electrofiltru cu un singur câmp (a); cu două câmpuri (b); cu mai multe câmpuri, secţionalizate.

Electrofiltrele cu un singur câmp electric sunt mai puţin utilizate, în special datorită fiabilităţii lor mai reduse, dar şi dificultăţilor legate de asigurarea unui grad de separare, suficient de ridicat. Din aceste motive, majoritatea electrofiltrelor orizontale sunt realizate cu mai multe câmpuri de epurare, conectate, separat, la sursa de înaltă tensiune. În acest fel, fiecare câmp funcţionează la nivelul optim de tensiune, iar la ieşirea din funcţiune a unui câmp, electrofiltrul poate funcţiona, în continuare, evident, cu un grad de colectare mai redus. Aceste avantaje sunt semnificative în cazul în care câmpurile sunt secţionalizate.

Electrofiltrul orizontal, reprezentat, schematic, în figura 4.39, este un electrofiltru cu două câmpuri de separare.

❼ După *modul de captare a particulelor*, aflate în suspensie, se disting

- electrofiltre uscate
- electrofiltre umede.

Reprezentarea schematică a celor două categorii de electrofiltre, precum şi unele detalii constructive ale unui electrofiltru umed, sunt date în figura 4.44 [4.23].

Electrofiltrele umede sunt utilizate, mai ales, în cadrul unor procese tehnologice din industria chimică, atât pentru separarea picăturilor de lichid, cât şi a particulelor solide, foarte fine, aflate în suspensie în gaz. În multe situaţii, aceste electrofiltre sunt precedate, pe fluxul gazelor tehnologice, de instalaţii de spălare, de tipul scruberelor.

Din punct de vedere constructiv, electrofiltrele umede sunt mai simple decât cele uscate, unele dintre particularităţile care conduc la simplificare unei astfel de instalaţii fiind prezentate în cele ce urmează.

Tensiunea superficială a picăturilor face să existe o tendinţă permanentă de aderare a acestora, la suprafaţa electrozilor de depunere, pelicula, astfel formată, scurgându-se, gravitaţional, în zona de colectare a poluantului. Ca urmare, electrozii de depunere pot avea formă plană, o anumită nervuraţie, verticală, fiind necesară numai din

considerente de creştere a rigidităţii mecanice. Mai important este, însă, faptul că tendinţa de scurgere, gravitaţională, face să nu mai fie necesare dispozitivele de scuturare a electrozilor de depunere şi a celor de emisie. Curăţarea electrozilor se poate realiza prin simpla pulverizare a unui flux de apă de spălare. În cazul electrofiltrelor utilizate pentru degudronarea gazelor, spălarea se realizează cu abur.

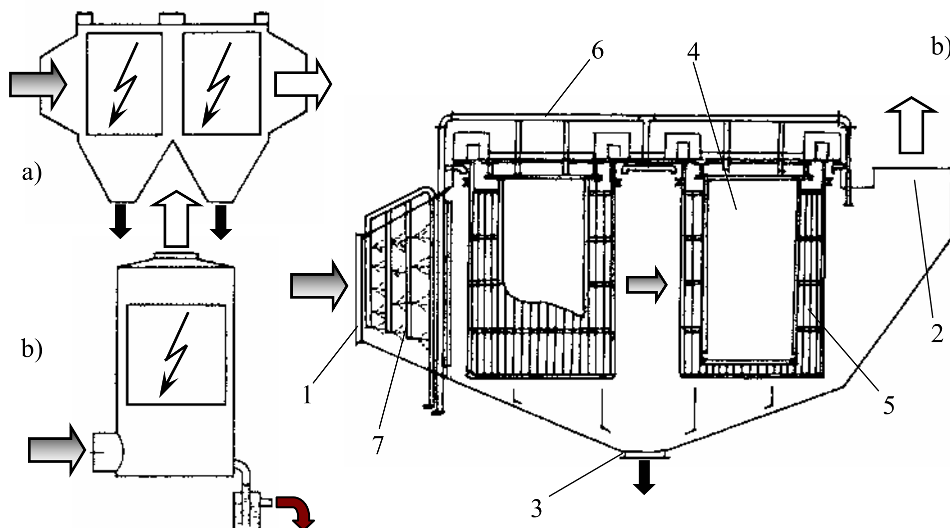


Fig. 4.44. Reprezentarea schematică a unui electrofiltru uscat (a) şi a unui electrofiltru umed (b). Detalii constructive ale electrofiltrului umed: 1 – racord de admisie; 2 – racord de evacuare a gazului epurat; 3 – evacuarea şlamului spre zăvorul hidraulic; 4 – electrozi de depunere; 5 – electrozi de emisie; 6 – rampa de distribuţie a instalaţiei de spălare; 7 – instalaţia de umezire.

Temperatura de funcţionare a electrofiltrelor umede nu poate fi decât una relativ redusă, rar atingând valori de ordinul a 80 ÷ 100 ^{o}C.

❽ După *utilizarea*, *în cadrul instalaţiei de epurare, a mai multor sisteme de separare* se disting următoarele posibilităţi:

- utilizare simplă;
- utilizare combinată cu alte sisteme.

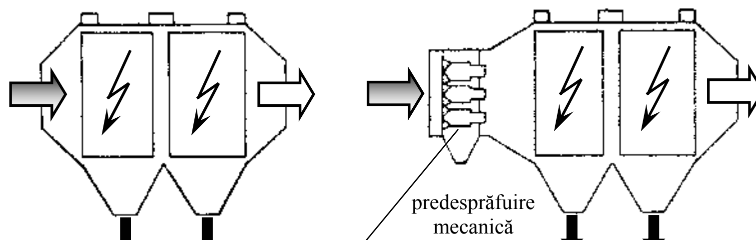


Fig. 4.45. Reprezentarea schematică a electrofiltrelor ce funcţionează de sine stătătoare sau în combinaţie cu alte sisteme de desprăfuire.

Există unele situaţii, în care, în carcasa electrofiltrului sunt incluse şi alte sisteme de colectare a suspensiilor din gaz. Cel mai simplu caz, utilizat pe scară largă, este tocmai cel al dispozitivelor de uniformizare a curgerii gazului, din racordul de admisie, care pot avea şi rolul de şicane, la nivelul cărora are loc o separare inerţială.

Există electrofiltre uscate care au instalate, în carcasa lor, şi echipamente de separare de tip multiciclon. Electrofiltrele umede, utilizate la desprăfuirea gazului de furnal, pot avea inclus, în carcasă, un dispozitiv de colectare de tip scruber Venturi.

O clasificare succintă a electrofiltrelor este dată în tabelul 4.18 [4.14].

Tabelul 4.18. Clasificarea electrofiltrelor după tipul constructiv şi domeniul de utilizare

Criteriul	Tipul electrofiltrului	Utilizare
Numărul treptelor de ionizare	cu o treaptă	desprăfuire industrială
	cu două trepte	epurarea unor debite de aer, fără ozon
Direcţia de curgere a gazului	orizontale	marea majoritate a aplicaţiilor industriale
	verticale	pentru debite mici de gaz
Sistemul geometric al electrozilor	cu sistem concentric	funcţie de debitul de gaz, cantitatea de particule aflate în suspensie şi proprietăţile acestora
	cu sistem plan	
	cu sistem mixt	
Numărul de camere independente, dispuse paralel, pe direcţia de curgere	cu o cameră	debite mici şi grad mic de contaminare
	cu două sau mai multe camere	debite mari, cu grad mare de contaminare şi în fluxuri tehnologice cu foc continuu
Numărul de câmpuri independente dintr-o cameră	cu un câmp electric	grad mic de contaminare
	cu două sau mai multe câmpuri	grad mare de contaminare a gazului
Modul de captare a particulelor	uscate	cele mai utilizate în aplicaţii industriale
	umede	în principal, în industria chimică

4.3.4.4. Elemente constructive ale electrofiltrelor

Fiecărui proces fundamental, din electrofiltru, îi corespunde un anumit subansamblu al acestuia. La modul cel mai general, în construcţia electrofiltrelor există două parţi principale:

- ✓ instalaţia mecanică
- ✓ instalaţia electrică de joasă şi de înaltă tensiune.

Instalaţia mecanică a electrofiltrelor este constituită din următoarele elemente: construcţia de susţinere; carcasa electrofiltrului; buncărele de colectare a prafului; racordurile şi sisteme de uniformizare a curgerii fluxului de gaz; echipamentul interior (rame cu electrozi de emisie şi panouri de depunere); izolaţia termică; echipamente anexe (sisteme de condiţionare, dispozitive de etanşare şi de evacuare a prafului).

Instalaţia electrică a electrofiltrelor se compune din:

- ✓ elemente de bază: instalaţia de înaltă tensiune continuă, sistemele de control şi de

reglare a tensiunii, impedanța de limitare a curentului, în cazul producerii unor descărcări disruptive, în electrofiltru, şi de ameliorarea factorului de formă;

✓ elemente auxiliare: echipamente de comutație, sistemele de protecție, la suprasarcini şi la supratensiuni de comutație, aparatură de măsură şi control.

Elementele constructive ale unui electrofiltru pot fi identificate în figura 4.46.

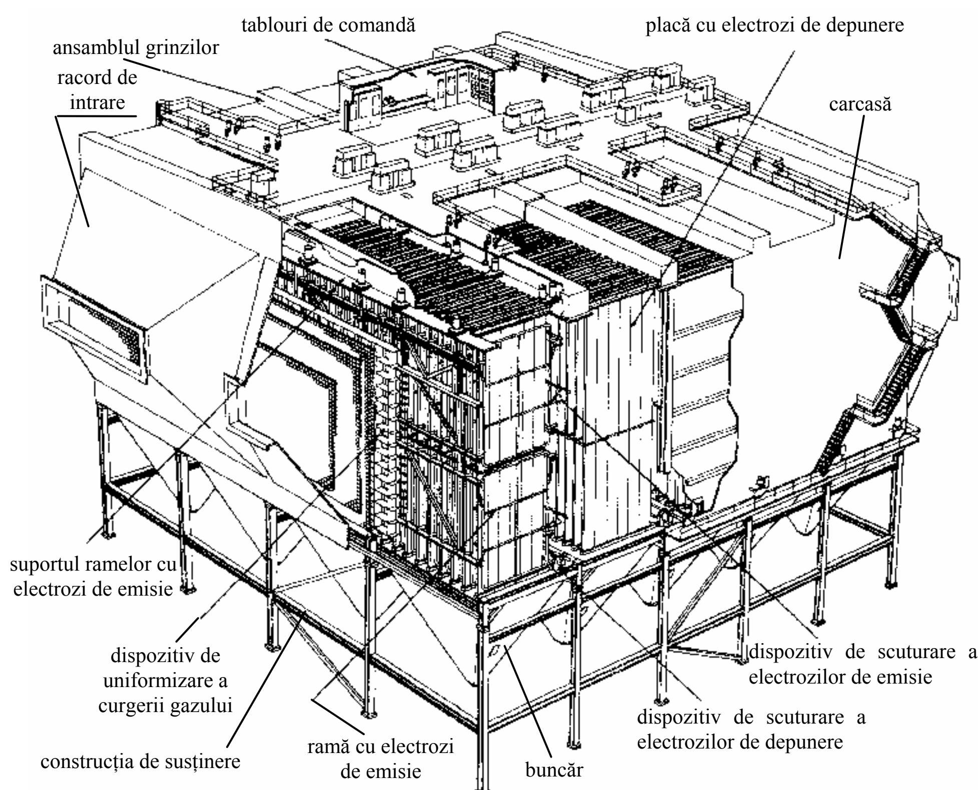


Fig. 4.46. Electrofiltru orizontal, uscat, cu două camere şi cinci câmpuri (Babcock & Wicox)

Deoarece referirile la instalația electrică vor fi făcute ulterior, în acest subcapitol se vor face referiri doar la instalația mecanică a electrofiltrelor uscate, orizontale, instalațiile industriale, de acest tip, fiind cele mai utilizate. În plus, pentru celelalte categorii de electrofiltre, doar unele elemente ale instalației mecanice trebuie modificate, în raport cu cele standard, ale electrofiltrelor uscate, orizontale.

❶ Carcasele electrofiltrelor

Carcasele sau anvelopele electrofiltrelor pot fi realizate din tablă şi profile din oțel, din beton, sau combinate, din oțel şi beton. Inițial, carcasele electrofiltrelor au fost

realizate din beton armat (figura 4.47), avantajul fiind acela al consumului mai redus de metal şi, uneori, chiar al realizării unor instalaţii mai ieftine. Totuşi, datorită unor dificultăţi de execuţie, de îmbinare, cu elementele metalice, şi comportării, nesatisfăcătoare, a betonului, la temperaturi şi presiuni ridicate, cel mai frecvent utilizate sunt carcasele din oţel.

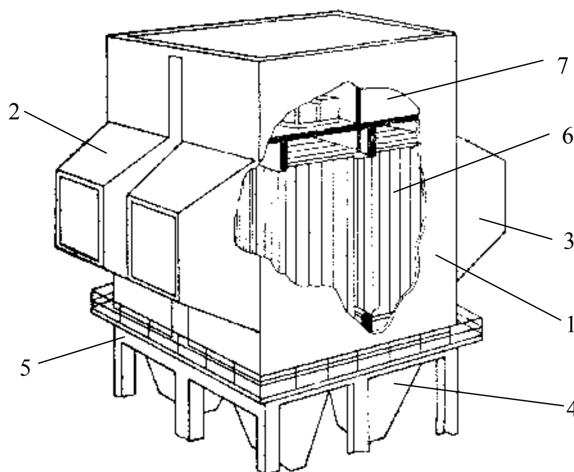


Fig. 4.47. Electrofiltru ca carcasă de beton:
1 – carcasă; 2 – racorduri de intrare; 3 – racorduri de ieşire; 4 – buncăre; 5 – construcţia de susţinere; 6 – echipamentul interior; 7 – încăperea destinată echipamentului de înaltă tensiune.

Dezavantajul principal al utilizării carcaselor de oţel îl constituie consumul ridicat de metal, însă, acest dezavantaj este compensat de o serie de avantaje, în raport cu carcasele de beton, cele mai evidente, dintre acestea, sunt:

- ✓ greutate mai redusă,
- ✓ durată de montaj mai redusă,
- ✓ uşurinţă în efectuarea reparaţiilor,
- ✓ comportare, net, mai bună în medii cu temperaturi şi presiuni ridicate; de altfel, utilizarea carcaselor de beton este limitată la temperaturi de maximum 150÷200 ^oC.

Anvelopele din oţel se livrează sub forma unor panouri sau chiar corpuri uzinate, care se asamblează, prin sudură, la locul de funcţionare al echipamentului.

Indiferent de soluţia adoptată pentru materialul de construcţie, carcasele trebuie să satisfacă următoarele cerinţe:

- ✓ să dirijeze gazul poluat, în zona de separare;
- ✓ să separe, etanş, zonele active, de mediul exterior;
- ✓ să prezinte rezistenţă mecanică, la presiunea sau depresiunea interioară;
- ✓ să reziste la acţiunea agenţilor externi (vânt, zăpadă, ploaie, seisme etc.);
- ✓ să fie rezistentă la acţiunea agenţilor corozivi;

- ✓ să nu se deformeze şi să reziste la temperatura ridicată a gazelor, ce o străbat;
- ✓ să asigure susținerea sistemului de uniformizare a fluxului de gaze, a sistemului de electrozi, a dispozitivelor de scuturare a prafului şi a echipamentelor de etanşare şi de evacuare a prafului;
- ✓ să asigurare distanțele corespunzătoare, între elementele carcasei şi sistemul de electrozi corona, precum şi între electrozii de depunere şi cei de emisie, în toate regimurile posibile, ce pot să apară pe durata funcționării;
- ✓ să asigure accesul, sigur, în punctele unde este necesară efectuarea unor lucrări de întreținere, cu electrofiltrul în funcțiune, precum şi pentru efectuarea lucrărilor de reparații, în condițiile retragerii electrofiltrului din exploatare.

Carcasa unui electrofiltru se compune din următoarele părți, principale: camera carcasei, buncărele de colectare a particulelor, racordul de intrare a gazelor, racordul de ieşire a gazelor, scări şi platforme, uşi de acces.

Camera carcasei este constituită din pereții laterali, pereții frontali şi din acoperiş, fiind concepută astfel încât, împreună cu buncărele şi racordurile, să formeze o structură de rezistență. Toate aceste elemente, ale camerei carcasei, se dimensionează în funcție de solicitările pe care trebuie să le preia, fiecare dintre ele. De exemplu, construcția pereților frontali, corespunzători intrării şi ieşirii gazelor din electrofiltru, este dependentă de mărimea electrofiltrului, de construcția racordurilor şi de presiunea sau de depresiunea din electrofiltru.

Trebuie subliniată precizia cu care se execută şi se montează profilele acoperişului, ce susțin panourile de electrozi. Astfel, toleranța admisă, la montajul diferitelor rânduri de panouri şi rame de electrozi, este de numai ± 1,2 mm [4.23].

Pe porțiunile dintre grinzi sau chiar pe toată suprafața, acoperişul este construit pe două niveluri: un acoperiş interior, care delimitează zona de circulație a fluxului de gaz, şi un acoperiş exterior, care are rol de protecție împotriva ploii şi depunerilor de zăpadă (figura 4.48) [4.23].

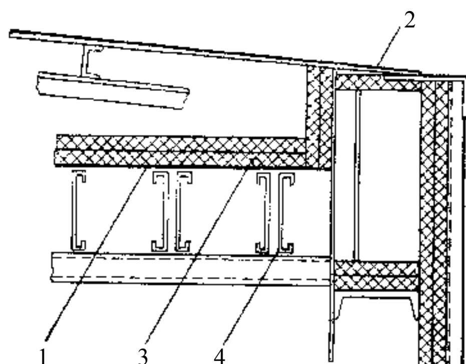


Fig. 4.48. Secțiune prin acoperişul electrofiltrului:
1 – acoperiş interior; 2 – acoperiş exterior; 3 – izolație termică (eventual hidrofugă);
4 – grinzi de susținere a panourilor cu electrozi de depunere.

Pentru a evita formarea unor fluxuri de gaz, contaminat, care nu tec prin câmpul electric, ci prin spaţiul dintre sistemul de electrozi şi acoperişul de etanşare (figura 4.49,a), la partea inferioară a acoperişului, unor electrofiltre, se instalează deflectoare de tablă (figura 4.49,b), uşor consolidate, care să orienteze întregul flux de gaz, spre zonele active [4.23]. Astfel, se evită scăderea gradului de separare, prin existenţa fluxurilor parazite de gaz.

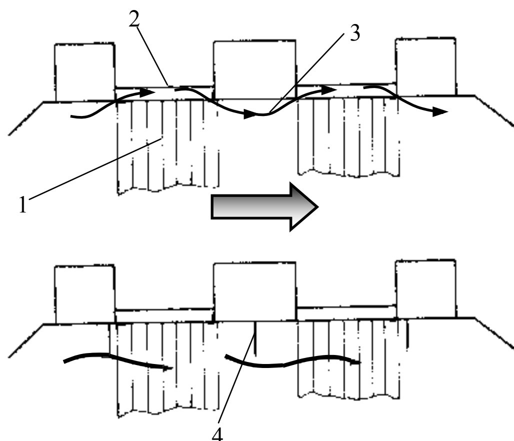


Fig. 4.49. Formarea fluxurilor parazite de gaz, la partea superioară a carcasei electrofiltrului: 1 – electrozi; 2 – acoperiş de etanşare; 3 – fluxuri parazite de gaz contaminat; 4 – deflectoare.

Atunci când electrofiltrele sunt destinate epurării gazelor care prezintă pericol de explozie, acoperişul trebuie să permită detaşarea, la suprapresiune, a unor panouri laterale, creându-se, astfel, suprafeţe de descărcare a presiunii de explozie, fapt ce reduce riscul extinderii avariei.

❷ Buncărele şi echipamentele de evacuare - etanşare

Buncărele închid carcasa, la partea inferioară, şi au rolul de a colecta praful, scuturat de pe electrozi, dirijându-l spre dispozitivele de evacuare - etanşare (dozatoare, şnecuri etc.).

Din considerente de rezistenţă mecanică, buncărele sunt prevăzute cu nervuri de consolidare. Aceste nervuri se montează pe partea exterioară, astfel încât praful, colectat, să se scurgă, liber, spre gura de evacuare.

În majoritatea situaţiilor, praful este evacuat, în mod continuu, din buncăre, deoarece formarea depozitelor de praf conduce la compactarea acestuia (în funcţie de natura şi proprietăţile particulelor solide colectate), la formarea de bolţi şi, în consecinţă, la întreruperea evacuării. Dacă acest fenomen este de durată, nivelul prafului colectat poate ajunge în zona electrozilor, câmpul respectiv fiind scos din funcţiune.

Cele mai utilizate tipuri de buncăre sunt cele de tip jgheab şi buncărele piramidale (figura 4.50).

Alegerea unui anumit tip de buncăr depinde de proprietăţile prafului şi de modul

în care este concepută evacuarea sa. Astfel, în cazul prafurilor puternic abrazive, când evacuarea este de tip pneumatic sau hidraulic, este preferabilă utilizarea buncărelor piramidale, la care între buncărul propriu-zis şi sistemul de evacuare este intercalat un dispozitiv de etanşare. Această situaţie este specifică electrofiltrelor destinate separării cenuşii, din gazele de ardere ale cazanelor funcţionând cu combustibil solid, sau la unele aplicaţii din industria chimică.

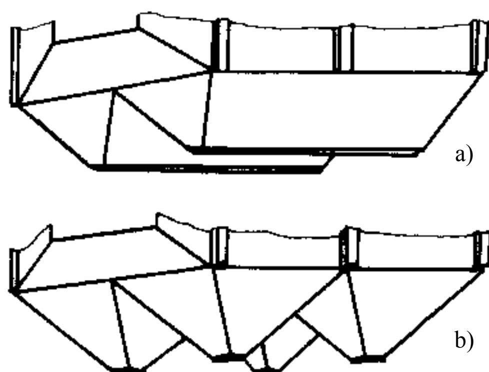


Fig. 4.50. Buncăre de tip jgheab (a) şi buncăre piramidale (b)

În situaţiile în care praful are o abrazivitate redusă şi se pot utiliza sisteme de evacuare de tipul transportoarelor elicoidale sau cu racleţi, construcţia buncărelor este de tip jgheab, sistemul de etanşare fiind plasat după transportor. Buncărele de tip jgheab sunt frecvent utilizate la electrofiltrele din industria materialelor de construcţii, din metalurgie şi din industria chimică.

Evacuarea continuă şi completă a prafului, din buncăre, este o problemă deosebit de importantă. Din acest motiv, atunci când există posibilitatea apariţiei acumulărilor de praf, în buncăre, se iau măsuri constructive speciale.

Scăderea temperaturii pereţilor buncărelor accentuează tendinţa de compactare, în apropierea pereţilor, şi aderenţa prafului, la aceştia. Pentru a evita aceste fenomene, pereţii buncărelor trebuie menţinuţi la o temperatură suficient de ridicată, utilizându-se, în acest scop, sisteme de încălzire, cu serpentine cu abur sau cu rezistenţe electrice, plasate sub izolaţia buncărelor.

De asemenea, poate fi evitată formarea aglomerărilor de praf şi prin scuturarea buncărelor, scuturarea determinată de lovirea, periodică, a unor nicovale, fixate pe pereţii buncărelor.

Echipamentele de evacuare şi etanşare se montează pe traseul de evacuare a prafului, din buncăre, fie direct la flanşa buncărului (în cazul buncărelor piramidale), fie la capătul de evacuare al transportorului de praf (în cazul buncărelor de tip jgheab).

Funcţie de modul de acţionare al echipamentelor de evacuare–etanşare, se deosebesc următoarele categorii de astfel de echipamente: gravitaţionale, cu acţionare electrică, cu acţionare pneumatică sau hidraulică.

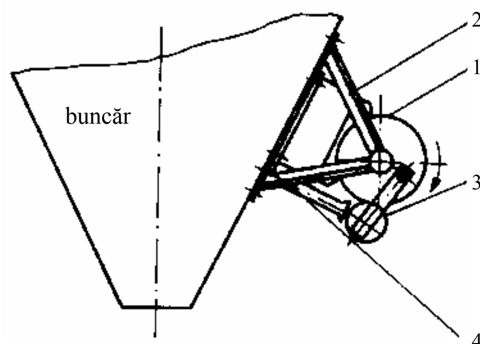


Fig. 4.51. Dispozitiv de scuturare mecanică a buncărelor [4.23]:
1 – acţionare cu motor electric şi reductor; 2 – suport sistem de scuturare;
3 – ciocan articulat; 4 – nicovală.

Echipamentele gravitaţionale sunt de tipul clapetelor simple (figura 4.52,a) sau duble (figura 4.52,b). Clapetele se deschid atunci când greutatea materialului colectat determină un cuplu superior celui al contragreutăţii. Clapetele duble au, practic, un buncăr intermediar, iar, prin modul de reglare a cuplurilor celor două contragreutăţi, se asigură deschiderea lor, intermitentă, şi, deci, o mai bună etanşare, decât în cazul clapetelor simple.

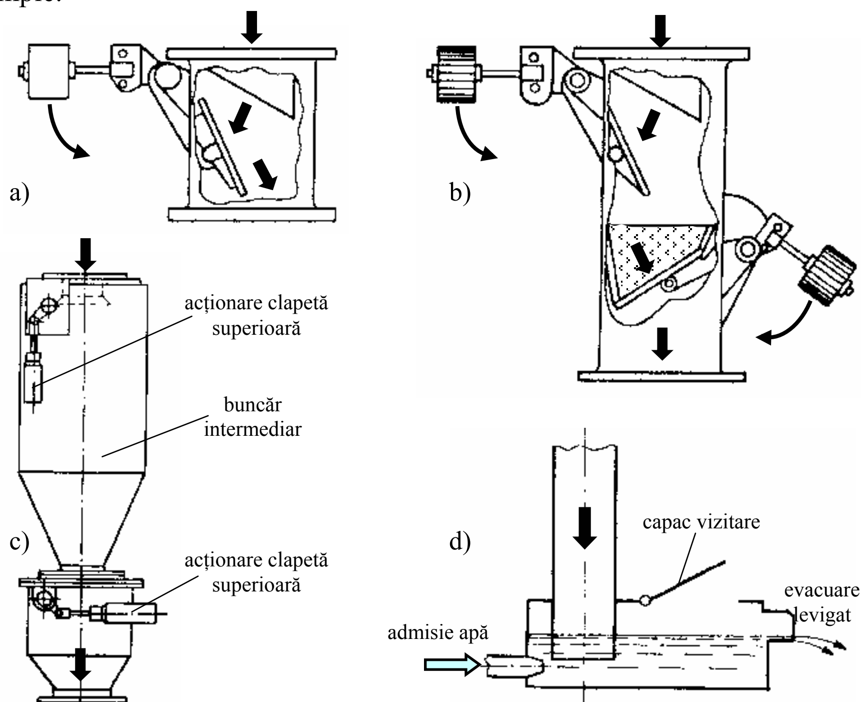


Fig. 4.52. Echipamente de evacuare – etanşare: a) – clapetă gravitaţională simplă; b) – clapetă gravitaţională dublă; c) – clapetă dublă cu acţionare electrică; d) – dispozitiv hidraulic

Clapetele cu acționare electrică (figura 4.52,c), ca şi cele cu acționare pneumatică, sunt, de fapt, clapete duble, acționate altfel decât gravitațional.

În cazul clapetelor hidraulice (figura 4.52,d), agentul de etanşare este apa, injectată, cu debit reglabil, în recipientul în care cade praful. Acest sistem prezintă, însă, dezavantajul evacuării poluantului, sub formă de levigat (şlam), cu toate aspectele nefavorabile, de impact la mediu, care derivă din aceasta.

❸ Racordul de intrare

Racordul de intrare are rolul de a conduce gazul poluat, în camera electrofiltrului, forma sa de difuzor determinând, în acelaşi timp, reducerea vitezei fluxului de gaz, până la valoarea admisibilă, pentru electrofiltrul dat. În racord se poate obține şi o, eventuală, schimbare a direcției de curgere a gazelor, din acest punct de vedere racordurile putând fi de tip orizontal sau vertical, cele de tip vertical putând fi cu intrare pe la partea inferioară sau superioară (figura 4.53) [4.23].

Racordurile de admisie orizontală, ale electrofiltrelor mari, se realizează în construcție dublă (cu două guri de admisie). În acest fel, se reduce solicitarea mecanică a racordului, iar dacă debitele de gaz, distribuite pe cele două guri de admisie, sunt egale, se obține şi o mai bună uniformizare a curgerii gazului.

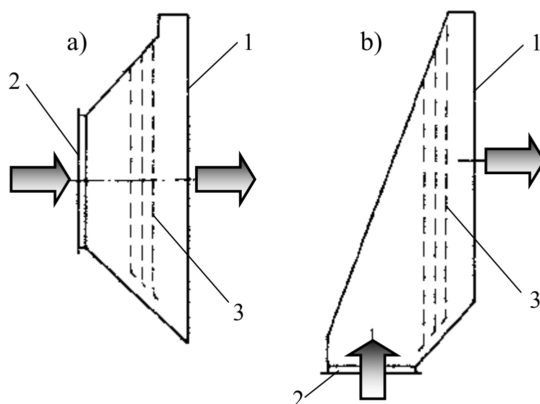


Fig. 4.53. Racorduri de intrare:
a) – orizontal; b) – vertical, cu intrare la partea inferioară; 1 – legătura la carcasă;
2 – flanşă de racord, la canalul de aducțiune gaz poluat; 3 – dispozitiv de uniformizare a fluxului de gaz.

În mod obişnuit, racordul de intrare are, în construcția sa, şi dispozitivul de uniformizare a curgerii gazului. Eficiența procesului de separare presupune ca, în toate spațiile dintre sistemele de electrozi de emisie şi de depunere, vitezele gazelor şi concentrația particulelor să aibă valori foarte apropiate.

Configurația canalelor de aducțiune a gazelor şi chiar forma de difuzor, a racordului de intrare, determină apariția de neuniformități, în distribuția gazului, motiv pentru care se montează dispozitivele de uniformizare a repartiției fluxului de gaz. Aceste

dispozitive sunt formate din pereţi cu orificii, aşezaţi perpendicular pe direcţia de fluxului de gaze (figura 4.54). În cazul utilizării unor dispozitive cu jaluzele (figura 4.54,d), efectul de uniformizare se obţine concomitent cu efectul de preseparare a prafului.

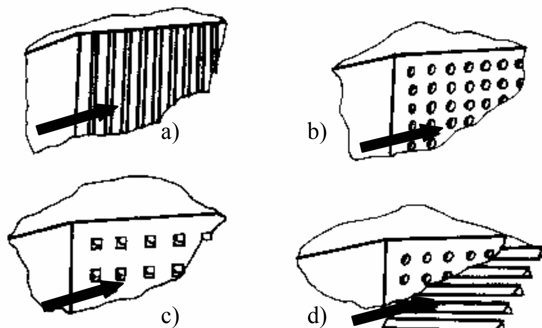


Fig. 4.54. Dispozitive de uniformizare a fluxului de gaz:
a) – cu profile; b) – panou cu orificii circulare; c) – panou cu orificii parţial deschise;
d) – panou cu orificii, combinat cu jaluzele

❹ Racordul de ieşire

Racordul de ieşire conduce gazele epurate, de la camera electrofiltrului la tubulatura de evacuare. Forma de confuzor, a racordului de ieşire, provoacă creşterea vitezei gazelor. În majoritatea situaţiilor, racordul de ieşire este de formă piramidală, similară cu aceea a racordului de intrare orizontal.

❺ Lagărele de susţinere

Electrofiltrele sunt susţinute de construcţii speciale, realizate din beton sau din oţel. La proiectarea construcţiei de susţinere, este esenţial să se ia în considerare dilatarea electrofiltrului, mai ales în cazul electrofiltrelor de dimensiuni mari şi care tratează gaze fierbinţi. În acest sens, trebuie să se admită o anumită deplasare între carcasa electrofiltrului şi construcţia de susţinere a acestuia. Punctele de susţinere se realizează sub forma unor lagăre, cu role sau bile, care permit anumite sarcini şi deplasări.

Un exemplu constructiv de lagăr de susţinere, care permite o deplasare relativă, complexă, a carcasei faţă de construcţia de susţinere, este reprezentat în figura 4.55 [4.23].

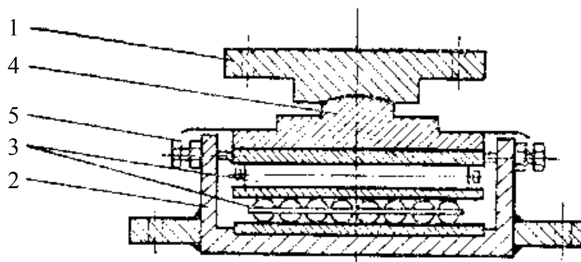


Fig. 4.55. Lagăr cu deplasare multiplă: 1 – semilagăr superior; 2 – semilagăr inferior; 3 – role; 4 - articulaţie sferică; 5 – şuruburi de blocare.

❻ Elemente de acces

Atât în interiorul, cât şi în exteriorul electrofiltrului, există zone în care se efectuează operaţiuni de control şi revizie, periodice, precum şi reparaţii. Pentru efectuarea acestor operaţiuni, electrofiltrul este prevăzut cu scări, platforme, uşi de acces şi guri de vizitare. Două exemple de astfel de dispozitive sunt prezentate în figura 4.56 [4.23].

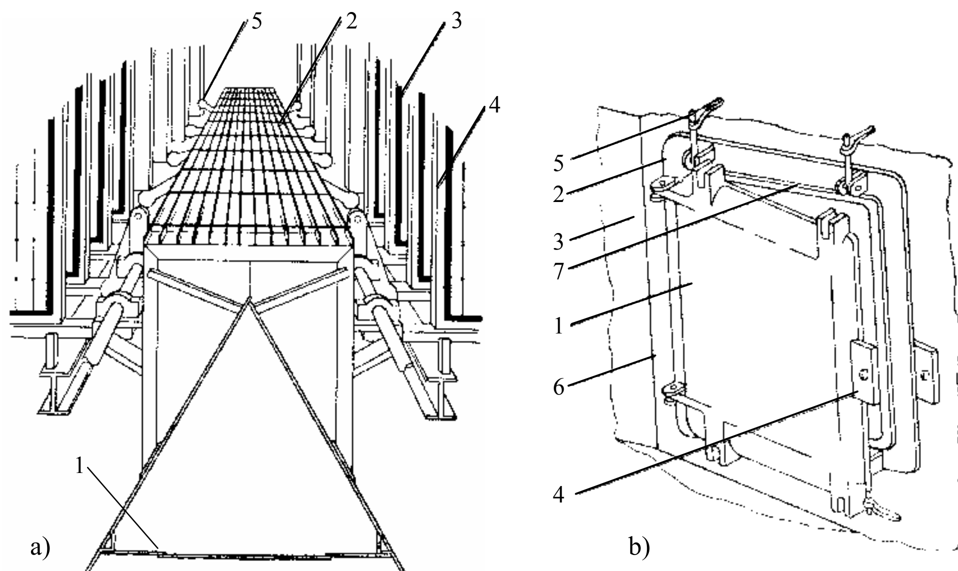


Fig. 4.56. a) Platformă interioară: 1- traversă cheson; 2 – platformă; 3 – rame de emisie; 4 – păci de depunere; 5 – ciocanul articulat al dispozitivului de scuturare a electrozilor de depunere; b) Uşă de acces în electrofiltru: 1 – uşa propriu-zisă; 2 – rama uşii; 3 – cutia izolaţiei termice; 4 – su-port chei siguranţă; 5 – şuruburi de fixare; 6 – peretele lateral al carcasei; 7 – izolaţie de azbest.

Uşile de acces sunt etanşate cu azbest sau cauciuc, atunci când temperatura de lucru este mai mică de 80 ÷ 100 °C, şi, din considerente de electrosecuritate, sunt legate, galvanic, la carcasă şi, implicit, la pământ.

❼ Electrozii de emisie

Descărcarea corona, fenomen ce stă la baza procesului de separare electrostatică, se aprinde la nivelul electrozilor de emisie, numiţi şi electrozi corona, conectaţi la borna de înaltă tensiune a sursei de alimentare.

Principalele aspecte, care trebuie avute în vedere la alegerea formei şi secţiunii electrozilor de emisie, sunt următoarele:

- ✓ obţinerea unei tensiuni iniţiale cât mai mici şi a unui curent corona optim, pentru soluţia constructivă adoptată; acestea sunt determinate, la rândul lor, de natura dispersoidului, de temperatura gazelor, concentraţia poluantului, rezistivitatea particulelor, fineţea acestora etc.;

- ✓ depuneri minime de praf, pe suprafaţa lor;
- ✓ posibilităţi bune de scuturare a prafului depus;
- ✓ fiabilitate ridicată;
- ✓ tehnologie cât mai simplă, de execuţie şi montare.

Constructiv, electrozii de emisie pot fi de două tipuri principale:

- ✓ electrozi cu profil constant, pe toată lungimea lor;
- ✓ electrozi cu profil variabil (cu puncte de intensificare a câmpului electric).

Prima categorie de electrozi asigură o emisie uniformă de ioni, pe întreaga lor lungime, în timp ce a doua categorie asigură o emisie intensificată, la nivelul unor proeminenţe.

Există o mare varietate de tipuri constructive de electrozi de emisie, câteva tipuri, reprezentative, fiind prezentate în figura 4.57 [4.9, 4.14, 4.23]:

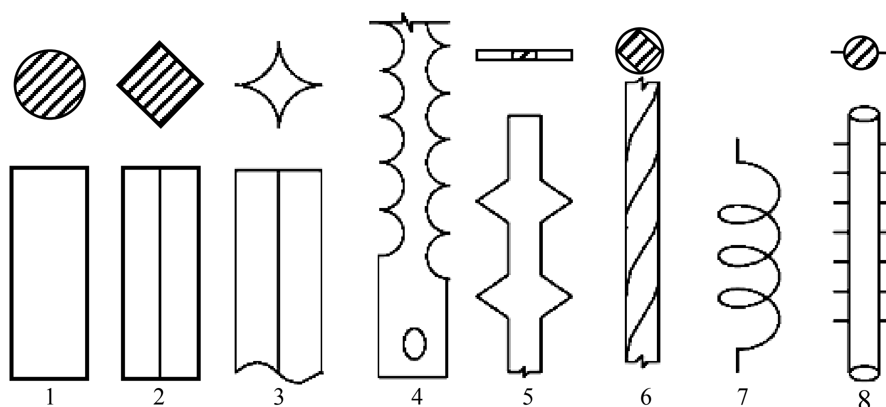


Fig. 4.57. Variante constructive de electrozi de emisie:
1 – cu secţiune circulară plină; 2 – cu secţiune pătrată; 3 - cu secţiune stelată; 4, 5 – Isodyn; 6 – cu secţiune pătrată, răsucit pe toată lungimea lui; 7 – conductor spiralat; 8 ţeavă cu ace.

Forma şi dimensiunile electrozilor de emisie se aleg, ca un optim, între două tendinţe contrare:

- ✓ secţiune circulară, constantă, de diametru cât mai mic, astfel încât intensitatea câmpului electric, la suprafaţa electrozilor corona, să fie cât mai mare şi, deci, ionizarea gazului, la o tensiune dată, să fie, de asemenea, cât mai intensă;
- ✓ secţiune cât mai mare, pentru ca intensitatea câmpului electric, la nivelul electrozilor de depunere, să fie cât mai mare şi, deci, forţa electrostatică, ce acţionează asupra particulelor, încărcate cu sarcină electrică, să fie cât mai mare, asigurând, astfel, depunerea şi reţinerea acestora.

Electrozii cu secţiune circulară, plină, asigură curenţi corona cu atât mai intenşi cu cât diametrul lor este mai mic, însă, micşorarea diametrului este limitată, datorită rezistenţei electrice proprii, mari, şi capacităţii reduse de a suporta efort mecanic. Astfel

de electrozi se utilizează mai rar, o utilizare mult mai largă având electrozii cu secțiune stelată. Dintre aceştia, se utilizează, frecvent, electrozii cu patru muchii, care, atunci când sunt realizați cu rază de curbură, la muchii, suficient de mică (sub 0,2 ÷ 0,3 mm), permit obținerea unor caracteristici tensiune - curent corona foarte bune.

În majoritatea construcțiilor, electrozii stelați nu sunt torsionați, fapt care face ca poziția lor, în raport cu electrozii de depunere, să prezinte o oarecare importanță. Atunci când electrozii stelați sunt în construcție răsucită, nu prezintă importanță poziția lor de montare, pe ramele de emisie.

Alegerea tipului electrozilor de emisie este deosebit de importantă, aceasta trebuind să fie strict corelată cu caracteristicile gazului, ale particulelor şi ale instalației. Astfel, s-a observat, pe cale experimentală, că utilizarea electrozilor cu vârfuri, la anumite tipuri de instalații, a determinat creşterea gradului de separare, în timp ce utilizarea lor, în alte instalații, nu a provocat decât creşterea curentului, la acelaşi grad de separare. Au fost înregistrate situații în care gradul de separare a scăzut.

Experiențele comparative au arătat că dacă se modifică temperatura, într-un electrofiltru cu două câmpuri, păstrându-se neschimbate toate celelalte condiții, se obțin caracteristici de curent foarte bune, atunci când câmpul I este echipat cu electrozi cu vârfuri şi câmpul II cu electrozi stelați, față de cazul în care ambele câmpuri sunt echipate cu electrozi stelați (figura 4.58) [4.23].

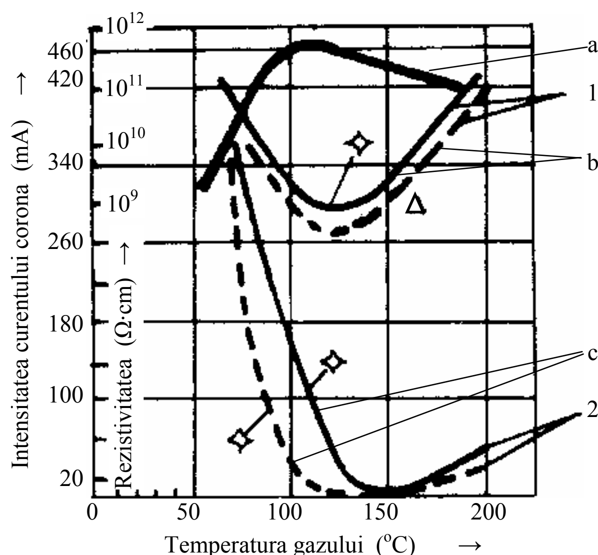


Fig. 4.58. Caracteristici obținute pentru două moduri de echipare cu electrozi de emisie:
a – rezistivitatea prafului; b, c – intensitatea curentului corona;
1 – echiparea primului câmp cu electrozi cu vârfuri şi a celui de al doilea câmp cu electrozi stelați;
2 – echiparea ambelor câmpuri cu electrozi stelați.

Explicația acestei comportări este aceea că, în cazul echipării ambelor câmpuri cu electrozi stelați, încărcarea spațială, medie, fiind mare, pe întreaga lungime a câmpului, are loc o scădere, puternică, a intensității câmpului, la suprafața electrozilor stelați, şi,

deci, o scădere a curentului şi a gradului de separare. În cazul echipării primului câmp cu electrozi cu vârfuri, ca efect al puternicei concentrări a liniilor de câmp, în zona vârfurilor, are loc creşterea, semnificativă, a curentului preluat, fapt care determină o bună încercare a particulelor de praf şi o bună separare, chiar în primul câmp. În acest fel, scade încărcarea spațială, cu praf, din cel de-al doilea câmp, astfel încât, între electrozii stelați ai celui de al doilea câmp, se produce o separare bună.

Considerente de tipul celor prezentate anterior îi determină pe constructorii de electrofiltre să folosească, adeseori, în cazul încărcărilor spațiale mari (concentrații ridicate de praf cu granulație fină), electrozi cu vârfuri.

Există electrofiltre la care se utilizează, în câmpurile finale, electrozi cu profil constant, pe întreaga lungime, deoarece, aici, concentrația prafului este redusă, ca efect al bunei colectări din câmpurile situate în amonte.

Aşa cum se poate observa şi din figura 4.58, există o strânsă corelație şi între rezistivitatea particulelor şi intensitatea curentului corona. Astfel, utilizarea electrozilor cu vârfuri, pentru separarea prafurilor cu rezistivitate foarte ridicată, poate conduce la scăderea curentului şi a gradului de separare, în special datorită micşorării excesive a tensiunii disruptive a intervalelor dintre electrozii de emisie şi cei de depunere.

Electrozii de emisie trebuie să îndeplinească şi o serie de condiții legate de tehnologia lor de execuție. Astfel, s-a observat că electrozii, care au suprafața puțin rugoasă, se comportă bine, din punctul de vedere al eliminării depunerilor de praf şi, chiar, al coroziunii.

Un alt aspect, de importanță deosebită, este acela al rigidității mecanice, ruperea unor electrozi de emisie fiind, practic, echivalentă cu scurtcircuitarea unei secțiuni sau chiar a unui câmp întreg. Remedierea unui astfel de defect nu este posibilă, decât prin oprirea instalației, motiv pentru care unii constructori supradimensionează, uşor, electrozii de emisie, chiar cu riscul creşterii greutății şi al prețului de cost al instalației. În plus, electrozii de emisie trebuie să-şi păstreze poziția relativă, în raport cu electrozii de depunere, chiar şi în timpul operațiunii de scuturare a lor.

Din considerentele de ordin mecanic, prezentate anterior, electrozii de emisie se fixează în rame sau cadre, care le conferă rigiditatea mecanică necesară. Ramele, aflate la potențial înalt, sunt fixate, de carcasă, prin intermediul unor izolatoare suport. O altă posibilitate de montare a electrozilor de emisie este aceea a fixării pe bare, la partea superioară, şi tensionării, cu greutăți, prinse în ghidaje, la partea inferioară.

❽ Electrozii de depunere

Rolul acestor electrozi este acela a participa la procesul separării electrostatice, alături de electrozii de emisie, şi de a reținere, temporar, poluantul colectat. Având în vedere fenomenele complexe, de natură electrică, termică şi gazodinamică, din electrofiltru, cerințele impuse electrozilor de depunere sunt următoarele:

- ✓ să aibă o formă corespunzătoare, din punctul de vedere al repartiției câmpului electric, în raport cu electrozii de emisie;
- ✓ să nu prezinte zone de intensificare de câmp (vârfuri, muchii), care determină redu-

cerea tensiunii disruptive;
- ✓ să aibă formă corespunzătoare, din punct de vedere aerodinamic, creând zone în care viteza de curgere a gazului este mică, zone din care praful, depus, cade, gravitațional, în buncăre, fără a fi reantrenat de către fluxul de gaz; totodată, electrozii de depunere trebuie să aibă rezistență aerodinamică minimă;
- ✓ să aibă rigiditate mecanică bună, care să permită scuturarea acestora, fără să apară deformări;
- ✓ să nu se deformeze, exagerat, la temperatura ridicată a gazelor, din electrofiltru;
- ✓ să permită o montare uşoară, în electrofiltru, şi să aibă rezistență mecanică la deformările ce pot surveni la transport, manevrare şi montare;
- ✓ tehnologia lor de execuție să fie cât mai simplă şi la un preț de cost cât mai redus.

Companiile constructoare de electrofiltre utilizează, ca şi în cazul electrozilor de emisie, o multitudine de forme ale electrozilor de depunere. Acest fapt se datorează condițiilor multiple, impuse electrozilor de depunere, dintre care unele au chiar tendințe contradictorii. Unele exemple de electrozi de depunere sunt redate în figura 4.59.

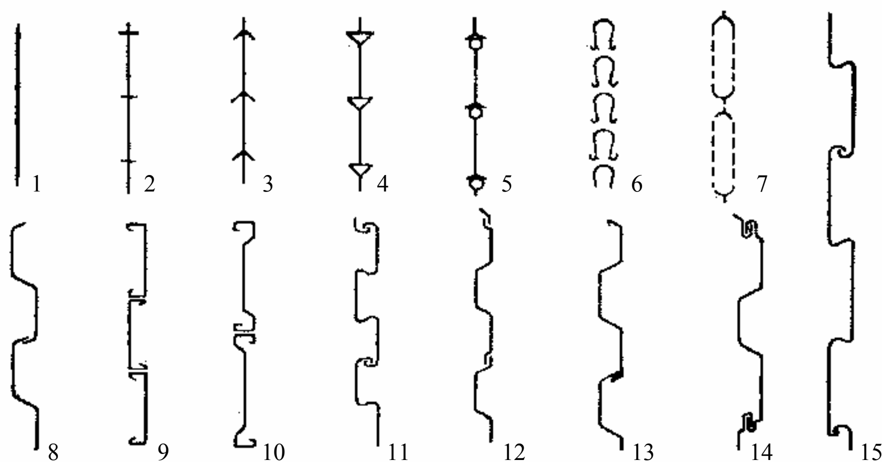


Fig. 4.59. Electrozi de depunere: 1 – electrod plan; 2,3 – electrozi nervurați; 4 – electrozi Opzel; 5 – electrozi rigidizați cu țeavă; 6 – electrozi tulipă; 7 – electrozi cu buzunare; 8 – electrozi "S"; 9 – electrozi "C"; 10 – electrozi "SIGMA"; 11 – electrozi "CS"; 12 – electrozi "CSW"; 13 – electrozi "CSH"; 14 – electrozi "CSV"; 15 – electrozi "CSA".

Acumularea unei bogate experiențe, în exploatarea electrofiltrelor, a condus la concluzia că profilele executate prin vălțuire se caracterizează prin grade de colectare mult mai mari decât cele realizate din tabla plană. Cu toate acestea, utilizarea tablei plane este avantajoasă, atât din punctul de vedere al rezistenței aerodinamice, cât şi al prețului de cost.

Există instalații, în funcțiune, ale căror electrozi de depunere au lungimea de până la 15 m. Indiferent, însă, de lungimea electrozilor, abaterile admisibile sunt de numai 2 mm, în planul electrodului, şi de 10 mm, în planul perpendicular pe electrozi.

Tehnologic, aceşti electrozi se realizează prin ambutisarea tablei de oțel şi au grosimi cuprinse între 1,1 şi 2 mm.

Pentru susținerea electrozilor de depunere sunt prevăzute grinzi, speciale, care pot face parte din acoperişul interior al electrofiltrului (figura 4.48). Majoritatea soluțiilor constructive prevăd susținerea liberă, a fiecărui electrod. Aceştia sunt suspendați, în unu sau în două puncte, prin intermediul unor bolțuri, astfel încât electrodul poate vibra, în limitele impuse de funcționarea corectă a electrofiltrului.

❾ Dispozitive de scuturare a electrozilor

În procesul de separare electrostatică, particulele sunt colectate, în principal, la nivelul electrozilor de depunere, însă, ele se depun, în oarecare măsură, şi pe electrozii de emisie. Grosimea straturilor depuse depinde de proprietățile particulelor, de cele ale mediului gazos, precum şi de intensitatea curentului corona. De exemplu, particulele fine au o aderență mult mai ridicată, în raport cu cele grosiere, şi, deci, sunt mai greu de îndepărtat.

Îndepărtarea particulelor, de pe electrozii electrofiltrelor uscate, se realizează prin scuturare sau prin vibrare. Principalele condiții, pe care trebuie să le îndeplinească dispozitivele de scuturare, sunt următoarele:

- ✓ să asigure îndepărtarea prafului depus, de pe întreaga suprafață a electrozilor;
- ✓ să nu provoace deteriorarea electrozilor sau a sistemelor de susținere a acestora, motiv pentru care, la electrozii de emisie, intensitatea de scuturare este reglabilă;
- ✓ în timpul scuturării, se nu fie afectat gradul de separare, motiv pentru care panourile cu electrozi de depunere nu se scutură simultan;
- ✓ să permită modificarea intervalelor de scuturare;
- ✓ să nu permită pătrunderea aerului fals, în electrofiltru;
- ✓ să fie uşor accesibile, în scopul efectuării reglajelor, reviziilor, întreținerii etc.;
- ✓ să aibă consum de energie, greutate şi preț de cost reduse.

Dispozitivele de scuturare pot fi clasificate astfel:

- ✓ după scop: scuturarea electrozilor de emisie, scuturarea electrozilor de depunere;
- ✓ după modul de acționare: mecanice, electromagnetice, pneumatice;
- ✓ după modul de lucru: prin lovire (scuturare energică), prin vibrare;
- ✓ după direcția de acțiune: longitudinal (paralel cu planul electrozilor) şi normal.

Constructorii europeni de electrofiltre utilizează, mai ales, soluția scuturării mecanice, cu direcție de scuturare longitudinală. Astfel, se asigură accelerații suficient de mari pentru îndepărtarea prafului, iar distanța dintre ramele, cu electrozi de emisie, şi panourile, cu electrozi de depunere, nu se modifică, mult, în timpul scuturării. Pentru electrozii de depunere este adoptat, în general, modul de scuturare prin lovire, iar pentru cei de emisie se utilizează scuturarea prin vibrare.

Reprezentarea schematică a unui sistem de scuturare a electrozilor de depunere, la partea inferioară a acestora, este prezentat în figura 4.60 [4.23].

Sistemul, prezentat în figura 4.60, este de tip mecanic, cu ciocane rotative, articulate, montate pe un arbore, având o viteză mică de rotație. Ciocanele rotative, în cădere, lovesc nicovalele, montate în capătul barelor de solidarizare ale fiecărui rând de electrozi. Acest sistem de scuturare este robust şi eficient, în principal datorită lovirii la partea inferioară a panoului, acesta fiind liber susținut, la partea sa superioară.

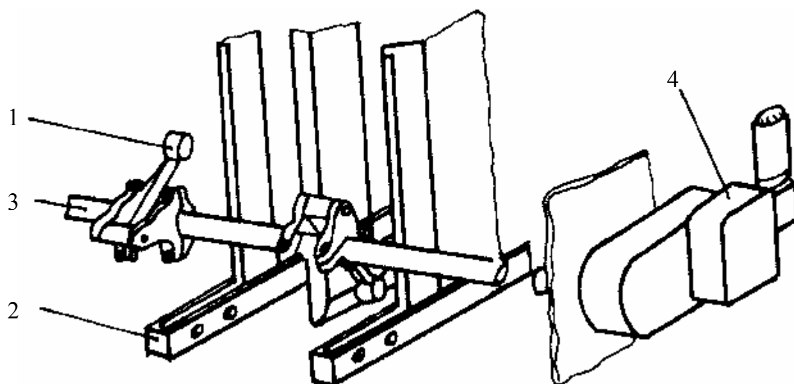


Fig. 4.60. Scuturarea electrozilor de depunere, cu ciocane rotative: 1 – ciocan articulat; 2 – nicovala instalată pe panoul de depunere; 3 – arborele ciocanelor; 4 – acționare cu motoreductor.

În figura 4.61 este reprezentat, schematic, un dispozitiv electromagnetic, destinat vibrării electrozilor de emisie ai unui electrofiltru, de construcție americană. În cazul acestor sisteme, electrozii de emisie nu pot fi tensionați, pe rame, ci doar prin intermediul unor greutăți, montate la partea inferioară a elementelor de prindere a electrozilor.

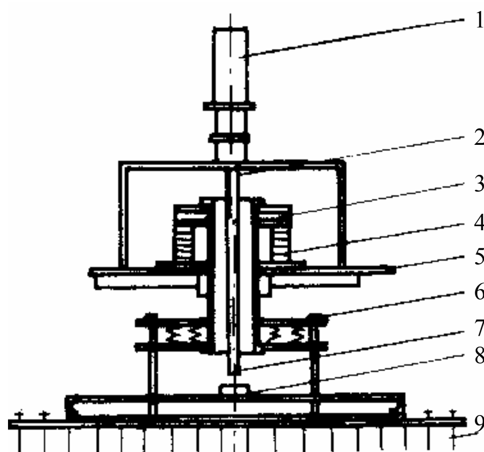


Fig. 4.61. Dispozitiv electromagnetic de scuturare a electrozilor de emisie:
1 – electromagnet; 2 – tijă izolantă; 3 – susținerea sistemului de electrozi de emisie; 4 – izolatoare; 5 – acoperişul electrofiltrului; 6 – amortizor; 7 – ciocan; 8 – nicovală; 9 – electrozi de emisie.

Sistemul de amortizare a şocului (6) are rol de protecţie a izolatoarelor de susţinere.

⑩ Izolaţia termică a electrofiltrelor. Corodarea echipamentului interior

Izolaţia termică îmbracă întreaga carcasă a electrofiltrului, inclusiv racordurile acestuia. O atenţie deosebită se acordă buncărelor, unde viteza foarte redusă, de circulaţie a gazelor fierbinţi, nu asigură încălzirea, suficient de bună, a pereţilor acestora, fapt care poate provoca atât corodarea, cât şi colmatarea buncărelor.

Problema rezistenţei la acţiunea agenţilor agresivi apare, în special, în industria chimică, însă fenomenul de coroziune este destul de frecvent întâlnit şi în industria cimentului şi la arderea combustibilului solid, în scopuri energetice.

Corodarea echipamentului intern se poate produce atât la temperaturi superioare punctului de rouă acidă, cât şi la temperaturi inferioare acestuia. Astfel, la temperaturi superioare punctului de rouă acidă, Cl şi SO_3 sunt adsorbiţi, parţial, de către praf, corodând electrozii, fie prin acţiunea lor directă, fie prin intermediul unor compuşi agresivi (HCl). Acest tip de coroziune se întâlneşte mai ales în industria cimentului.

În ceea ce priveşte coroziunea la temperaturi inferioare punctul de rouă acidă, aceasta se datorează, mai ales, contaminării gazelor de ardere cu oxizi de sulf. Astfel, SO_3, în prezenţa apei, formează acid sulfuric, care, la presiunea din electrofiltre, condensează, la temperaturi mai mici de 160 ^oC. Ca urmare, fenomenul de coroziune afectează elementele constructive ale electrofiltrelor, în special în zonele unde temperaturile sunt mai scăzute, aşa cum sunt unele porţiuni ale carcasei şi, chiar, electrozii de depunere. Îndepărtarea, chiar parţială, a prafului, de pe electrozii de depunere, prin scuturare, micşorează stratul protector, aducând gazele în contact direct cu metalul. În aceste condiţii, este importantă asigurarea unui regim termic corespunzător, în funcţionarea electrofiltrelor. În cazul în care electrofiltrele lucrează în regim de depresiune, este foarte importantă etanşarea acestora, neetanşeităţile determinând scăderi locale, însă importante, ale temperaturii, ca efect al pătrunderii aerului rece.

Corodarea unor elemente poate fi evitată şi prin utilizarea de materiale pe bază de aliaje de aluminiu, însă acestea nu suportă solicitări mecanice şi sunt scumpe.

În concluzie, măsura cea mai eficientă de evitare a corodării constă în realizarea unei izolaţii termice corespunzătoare şi a unei foarte bune etanşeităţi.

4.3.4.5. Elemente ale instalaţiei electrice

Aşa cum s-a arătat în § 4.3.4.4, instalaţia electrică a electrofiltrelor se compune dintr-o serie de elemente de bază (sursa de înaltă tensiune continuă, sistemele de control şi reglare a tensiunii, impedanţa de limitare a curentului şi de ameliorare a factorului de formă) şi din elemente auxiliare (echipamente de comutaţie, sistemele de protecţie la suprasarcini şi la supratensiuni de comutaţie, aparatură de măsură şi control), la care se poate adăuga reţeaua de cabluri de alimentare şi izolatoarele.

Instalaţia electrică, prin schema adoptată şi prin siguranţa în funcţionare şi prin

disponibilitate, are un rol important, în obținerea unui grad de separare corespunzător. Pentru aceasta, instalația electrică trebuie să îndeplinească o serie de condiții, precum:

- ✓ eliminarea necesității supravegherii permanente a funcționării electrofiltrului;
- ✓ utilizarea electrofiltrului, în condiții de optim, în condițiile în care parametrii procesului tehnologic, din amonte, pot varia în limite largi;
- ✓ asigurarea unei durate mari de funcționare, cu intervenții cât mai puțin frecvente;
- ✓ reducerea, la minimum, a cheltuielilor de exploatare.

Instalația electrică de joasă tensiune asigură alimentarea motoarelor electrice ale anexelor electrofiltrului: dozatoare, şnecuri, elemente de etanşare, sisteme de scuturare sau vibrare, rezistoare de încălzire a izolatoarelor şi buncărelor.

Instalația electrică de înaltă tensiune asigură diferența de potențial dintre electrozii de emisie şi cei de depunere. Aceasta este constituită din sursa de înaltă tensiune continuă, propriu-zisă, şi schema de reglare şi comandă a tensiunii de alimentare.

Schema bloc, de principiu, a instalației de înaltă tensiune a unui electrofiltru este redată în figura 4.62.

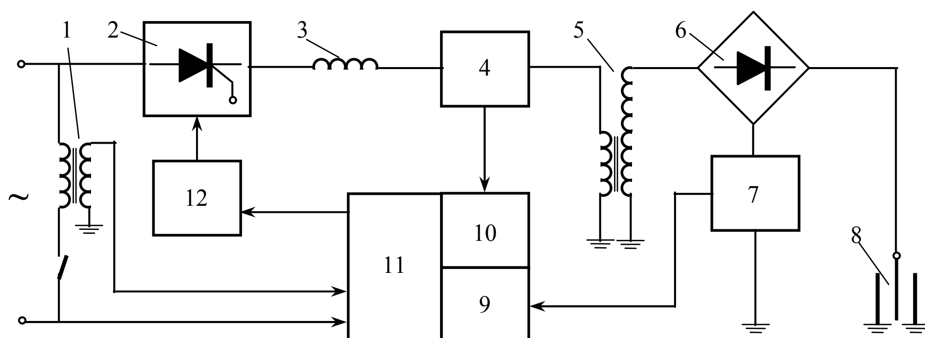


Fig. 4.62. Schema bloc a instalației electrice de înaltă tensiune a unui electrofiltru: 1 – transformator de control; 2 – regulator de tensiune cu tiristoare; 3 – bobină de şoc; 4 – senzor curent de scurtcircuit; 5 – transformator de înaltă tensiune; 6 – redresor de înaltă tensiune; 7 – senzor curent suprasarcină; 8 – electrofiltru; 9 – circuit analiză tensiune înaltă, curent suprasarcină şi regim tranzitoriu de descărcări disruptive; 10 – circuit analiză curent de scurtcircuit; 11 – modul control automat şi pornire lentă; 12 – circuit comandă tiristoare.

Transformatoarele de înaltă tensiune sunt elementele de bază ale instalaților de alimentare a electrofiltrelor şi au rolul de creştere a tensiunii joase, până la nivelul corespunzător producerii unei descărcări corona suficient de intense, încât gradul de separare să atingă nivelul maxim posibil, pentru o configurație dată, a sistemului.

Condițiile specifice de funcționare a electrofiltrelor impun, acestor transformatoare, unele caracteristici speciale. Astfel, înfăşurările trebuie bine rigidizate, pentru a rezista la eforturile electrodinamice, datorate curenților de scurtcircuit, care pot să apară la ruperea electrozilor de emisie sau la producerea unor descărcări, prin arc electric. De asemenea, transformatoarele trebuie să suporte suprasarcini, în regim de lungă du-

rată, datorate, mai ales, descărcărilor prin scânteie.

În majoritatea situaţiilor, aceste transformatoare sunt alimentate la tensiunea de 0,4 kV, valoarea de vârf a tensiunii din secundar fiind cuprinsă între 75 ÷ 115 kV, fiind mai rare situaţiile în care tensiune secundară depăşeşte 115 kV. Curenţii nominali ai înfăşurării secundare, a acestor transformatoare, acoperă o plajă mare de valori, variind de la câteva zeci de mA, la 3 ÷ 4 A.

Din punct de vedere constructiv, aceste transformatoare sunt realizate în cuvă metalică, prevăzută cu radiatoare, pentru răcirea, naturală, a uleiul. Uleiul are atât rol de mediu dielectric, cât şi de agent de răcire, a înfăşurărilor. În majoritatea situaţiilor, în cuva transformatorului se află şi redresoarele de înaltă tensiune, formând, astfel, o sursă bloc, de înaltă tensiune continuă.

Redresorul de înaltă tensiune este realizat din diode cu siliciu, iar redresarea poate fi de tip monoalternanţă sau bialternanţă.

Câteva date referitoare la caracteristicile surselor de înaltă tensiune continuă, destinate alimentării electrofiltrelor fabricate în România (Electrotehnica S.A.), sunt date în tabelul 4.19 [4.18].

Tabelul 4.19. Caracteristici ale agregatelor de înaltă tensiune fabricate de Electrotehnica S.A.

Cod	Caracteristici electrice					Masa		Tip cablu de alimentare
	U_2 kV	I_1 A	I_2 mA_{ef}	I_2 mA_{med}	P kVA	Ulei kg	Total kg	
AIT 78 - 560	78	86	560	400	32,8	530	1050	ACYABY, 3 x 25 mm^2
AIT 78 - 1120	78	172	1120	800	60	680	1450	ACYABY, 3 x 70 mm^2
AIT 78 - 1680	78	258	1680	1200	97,8	710	1550	ACYABY, 3 x 150 mm^2
AIT 78 - 2800	78	428	2800	2000	167	1000	2320	2 x ACYABY, 3 x 120 mm^2
AIT 78 - 3500	78	555	3500	2500	207	1150	2400	2 x ACYABY, 3 x 150 mm^2
AIT 78 - 4200	78	644	4200	3000	246	1070	2550	2 x ACYABY, 3 x 185 mm^2
AIT 111 - 560	111	125,5	560	400	46,5	1290	2310	ACYABY, 3 x 70 mm^2
AIT 111 - 1120	111	224,4	1120	800	92,3	1250	2435	ACYABY, 3 x 150 mm^2
AIT 111 - 1680	111	377	1680	1200	138,8	1250	2510	ACYABY, 3 x 240 mm^2
AIT 111 - 2800	111	594,4	2800	2000	237,2	1715	3770	2 x ACYABY, 3 x 185 mm^2
AIT 111 - 3500	111	785	3500	2500	286,8	1500	3280	3 x ACYABY, 3 x 150 mm^2
AIT 111 - 4200	111	942	4200	3000	349,3	1460	3660	3 x ACYABY, 3 x 185 mm^2

Bobina de şoc are rolul limitării curentului de scurtcircuit şi al ameliorării factorului de formă, al tensiunii şi curentului. Bobina de şoc, împreună cu impedanţa proprie a transformatorului de înaltă tensiune, asigură stabilitatea circuitului, în condiţiile producerii unor descărcări disruptive, în electrofiltru. Ea este realizată din conductor de cupru, nu are miez de fier şi poate fi realizată în construcţie de înaltă tensiune.

Dacă instalaţiile electrice ale electrofiltrelor nu diferă mult, în ceea ce priveşte sursele de înaltă tensiune, ele sunt mult diferite, din punctul de vedere al regulatoarelor de tensiune şi al schemelor logice de control a tensiunii şi curentului.

Tensiunea disruptivă, a intervalelor dintre electrozi, depinde, în mare măsură, de

compoziția dispersoidului, de debitul şi de temperatura fluxului de gaz, precum şi de distanța dintre electrozi, distanță care se modifică, în timpul operațiunii de scuturare a electrozilor. În aceste condiții, dinamice, instalațiile de comandă şi reglare au rolul de a proteja instalația şi de a asigura gradul de separare maxim, păstrând tensiunea de lucru, la limita descărcării prin arc electric.

Principial, în cazul producerii unui scurtcircuit, în electrofiltru, regulatorul reduce tensiunea, până la o anumită valoare, iar dacă supracurentul a dispărut, readuce tensiunea, la valoarea optimă, de lucru. Dacă supracurentul nu dispare, sistemul de reglare reduce tensiunea, până la o valoare foarte redusă, într-un interval de timp de aproximativ 0,4 secunde, iar dacă supracurentul persistă (defect permanent, datorat, eventual, contactului galvanic, dintre cele două tipuri de electrozi), se deconectează instalația.

Importanța şi complexitatea sistemelor de reglare şi control este subliniată şi prin observația că, în diferite camere de desprăfuire sau câmpuri, condițiile momentane pot fi mult diferite.

Conexiunile, dintre instalația de alimentare şi diferitele secțiuni ale câmpurilor de electrozi, se realizează prin intermediul cablurilor de înaltă tensiune. Având în vedere faptul că tensiunea de alimentare este o tensiune continuă, se poate considera, cel puțin la prima vedere, că izolația acestora nu este dur solicitată. Totuşi, în regim normal de funcționare, în electrofiltru se produc un număr de 100 ÷ 300 descărcări disruptive, pe minut. Acestea provoacă tăierea tensiunii, urmată de un regim tranzitoriu de restabilire, caracterizat prin oscilații de frecvență mare (100 ÷ 400 Hz) şi de factori de supratensiune, ce pot depăşi 3 unități relative. Aceste regimuri tranzitorii accelerează procesul de îmbătrânire a izolației cablurilor. Întărirea izolației cablurilor nu este o soluție, economic acceptabilă, pentru evitarea defectelor de izolație. Amplitudinea oscilațiilor regimului tranzitoriu poate fi redusă, prin micşorarea lungimii cablurilor, fapt ce implică dispunerea blocurilor de alimentare, direct pe acoperişul electrofiltrului. De asemenea, nivelul supratensiunilor poate fi redus, apreciabil, prin instalarea unor descărcătoare cu oxizi metalici, convenabil alese.

Izolatoarele din electrofiltre lucrează, în general, în condiții foarte grele, în raport cu izolația exterioară a rețelelor de transport şi distribuție a energiei electrice. Astfel, mediul în care lucrează aceste izolatoare este intens poluat, există umiditate sau ceață acidă, temperatura de lucru este ridicată şi suportă şocuri mecanice, în timpul scuturării electrozilor.

În funcție de locul lor de instalare, în electrofiltru, izolatoarele se împart în două grupe:

- ✓ *grupa I* - cuprinde izolatoarele care se utilizează în stațiile de alimentare, pentru susținerea barelor colectoare, a aparatelor de comutație, pentru cutiile terminale ale cablurilor şi pentru treceri; această categorie este supusă, în general, numai solicitărilor de natură electrică şi lucrează în condiții de temperaturi joase;
- ✓ *grupa II* - cuprinde izolatoarele folosite în camerele filtrelor, pentru suspendarea şi alimentarea sistemelor de electrozi corona; condițiile de lucru ale acestora sunt mai dure şi, în consecință, li se impun coeficienți de dilatație mici şi rigiditatea dielectrică mare, la temperaturi ridicate.

Dimensiunile izolatoarelor sunt astfel alese încât să nu apară fenomene de conturnare. Rezultă, la tensiunile uzuale din instalațiile de electrofiltre, lungimi necesare de cel puțin 500 mm. Tot pentru a evita conturnarea izolatoarelor, suprafețele acestora trebuie să fie lipsite de pori, iar materialul, din care sunt realizate, trebuie să se caracterizeze prin higroscopicitate superficială mică, dacă nu chiar higrofobicitate. Materialele cele mai utilizate, pentru fabricarea acestor izolatoare, sunt porțelanul aluminos (utilizat pentru toate izolatoarele din grupa I) şi cuarțul turnat, materiale caracterizate prin rezistență ridicată la compresiune şi prin performanțe dielectrice bune.

Deoarece tensiunea de conturnare a izolatoarelor poluate şi umezite este mult mai mică decât aceea a izolatoarelor având suprafețe curate, uscate, se evită contaminarea suprafeței izolatoarelor, prin insuflarea unor fluxuri de aer curat. Aceşti curenți de aer sunt generați fie de depresiunea din electrofiltru, fie de o suprapresiune, creată în exteriorul izolatorului, de către un ventilator, special destinat acestui scop. Pentru a evita formarea condensului, în perioada de pornire a electrofiltrului, izolatoarele se încălzesc, înainte de pornire, prin intermediul unor rezistențe, care, în majoritatea cazurilor, sunt scoase din funcțiune, atunci când electrofiltrul atinge regimul termic normal.

Reprezentarea schematică a unui izolator din grupa a II şi a unei cutii izolante, utilizate în cazul tratării gazelor uscate, este dată în figura 4.63 [4.13, 4.23, 4.40].

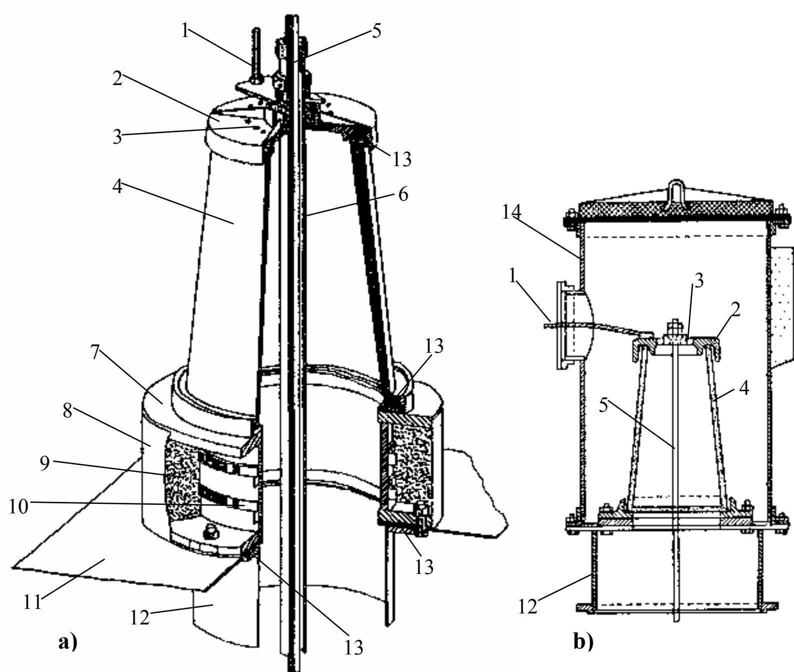


Fig. 4.63. Ansamblu izolant de grupa a II-a (a) şi cutie izolatoare(b) pentru gaze uscate: 1 – conexiune la bara de înaltă tensiune; 2 – capacul izolatorului; 3 – orificii ventilare; 4 – corpul izolatorului; 5 – tija de susținere a electrozilor corona; 6 – țeava de ghidaj; 7 – soclu; 8 – manta izolație termic; 9 – izolație termică; 10 – rezistențe de încălzire; 11 – tabla grinzii de acoperiş; 12 – cilindru de trecere (manta de protecție); 13 – garnituri şi şnururi de azbest; 14 – carcasa cutiei izolatoare.

Ansamblul izolant, de grupa a II-a, şi cutia izolatoare, utilizate pentru instalaţiile care tratează gaze uscate, sunt similare, din punct de vedere constructiv, cutia izolantă diferind doar prin existenţa carcasei şi prin modul de încălzire a izolatorului. Izolatorul, redat în figura 4.63,a, este utilizat pentru cazul în care electrozii de emisie sunt vibraţi, la partea superioară a ramei, iar cutia izolatoare, din figura 4.63,b, este utilizată atunci când ramele cu electrozi de emisie sunt scuturate, prin lovire, la partea lor inferioară.

Ansambluri izolante, de tipul celor prezentate în figura 4.63, sunt utilizate la electrofiltrele centralelor termoelectrice, la cuptoare şi mori de ciment, caz în care acestea lucrează la presiuni mici sau chiar depresiuni şi la temperaturi de până la 350 ^{o}C.

Partea interioară a corpului izolatorului (realizată, de obicei, din cuarţ) este curăţată de curenţii de aer, care circulă prin orificiile de ventilare, evitând, astfel, conturnarea. Pentru a nu suprarăci izolatorul, o parte dintre orificiile de ventilare pot fi obturate. În mediu exploziv, partea interioară se curăţă cu jet de gaz inert. În cazul în care se poate crea ceaţă acidă, vapori de apă sau H_2SO_4, în spaţiul de sub izolatoare, conturnarea poate fi evitată, eficient, prin instalarea unor discuri, subţiri, pe tija potenţializată. La nivelul acestor discuri, se iniţiază descărcarea corona, realizându-se, astfel, o separare electrostatică a vaporilor, în spaţiul de sub izolator.

În cazul în care particulele sunt umede şi aderă rapid la suprafaţa izolatoarelor, aşa cum este cazul electrofiltrelor din industria cocsului, nu se prevăd orificii de ventilare a izolatoarelor, ele fiind încălzite, permanent, şi curăţate, periodic. Temperatura gazului este de 40 ÷ 50 ^{o}C, iar izolatoarele sunt menţinute la 65 ÷ 85 ^{o}C [4.23].

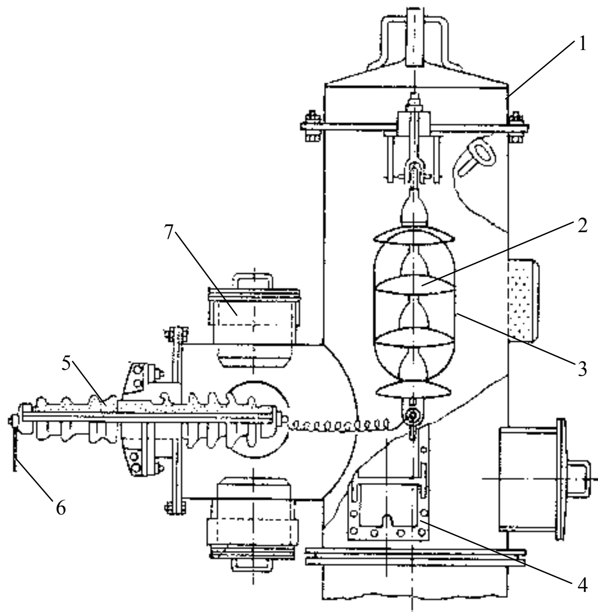


Fig. 4.64. Cutie cu izolatoare suspendate şi încălzite electric:
1 – carcasă; 2 – lanţ de izolatoare de susţinere; 3 – fereastră de vizitare; 4 – tija de susţinere a electrozilor corona; 5 – izolator de trecere; 6 – bara de alimentare; 7 – rezistenţă electrică pentru încălzire.

4.3.4.6. Gradul de separare al electrofiltrelor

Gradul de separare reflectă capacitatea unui electrofiltru de a reţine suspensiile solide sau lichide, aflate în gaz. Acesta exprimă, în procente, cantitatea de material colectat, din totalul conţinutului de substanţă, în suspensie, care intră în electrofiltru.

În practică, se utilizează două categorii de grade de separare:

- ✓ *grad de separare total*, care se referă la toată gama de granulaţie a prafului, care trebuie separat;
- ✓ *grad de separare pentru o anumită granulaţie a prafului* - care are importanţă doar în analizele de influenţă a granulaţiei asupra eficienţei separării.

Gradul de separare al unui electrofiltru se calculează cu relaţia

$$\eta = \frac{C_i - C_f}{C_i} \cdot 100 \ \%, \tag{4.84}$$

în care,
C_i – reprezintă concentraţia iniţială de praf, în gazul neepurat,
C_f - concentraţia de praf, în gazul epurat.

O relaţie de calcul a gradului de separare, care evidenţiază dependenţa acestuia de geometria electrozilor şi de viteza de migrare a particulelor, a fost determinată de către Deutsch, în anul 1922, în următoarele ipoteze simplificatoare [4.13, 4.34]:

- ✓ particulele sunt omogen distribuite, în orice secţiune perpendiculară pe direcţia de curgere gazelor; această omogenizare ar putea fi determinată de turbulenţe şi de difuzia, permanentă, a particulelor, iar, pe măsura separării particulelor, concentraţia acestora, la electrodul de depunere, va scădea continuu, uniformizându-se, totodată, în secţiunea transversală dintre electrozi;
- ✓ nu se ia în considerare reantrenarea particulelor, deja depuse;
- ✓ viteza de curgere a gazului este uniform distribuită, în întreaga secţiune a electrofiltrului, respectiv a canalelor de curgere;
- ✓ tensiunea, aplicată câmpului de electrozi, nu se modifică.

Relaţia lui Deutsch, determinată pentru electrofiltru tubular, este de forma:

$$\eta = 1 - e^{-\frac{2L}{R \cdot v_g} \cdot w}, \tag{4.85}$$

în care, L este lungimea electrofiltrului tubular, de rază R, w este viteza de migrarea a particulelor, iar v_g reprezintă viteza fluxului de gaz.

Legea lui Deutsch a fost ameliorată de către Anderson, în aceleaşi ipoteze simplificatoare, modul de determinarea a relaţiei Deutsch-Anderson fiind prezentat în cele ce urmează.

Se consideră un câmp de separare, dintr-un electrofiltru cu plăci (figura 4.65), di-

mensiunile geometrice ale acestuia fiind: H - înălțimea electrozilor, L – lungimea câmpului, $2 \cdot h$ – pasul sistemului de electrozi.

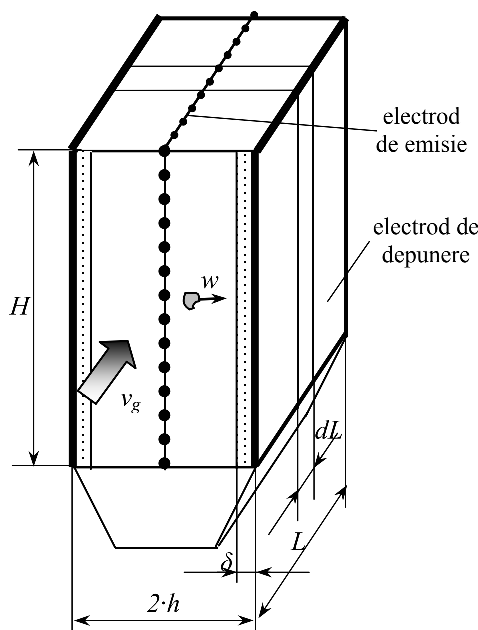


Fig. 4.65. Reprezentarea schematică a unei zone de separare dintr-un electrofiltru plan

Dacă viteza gazului este v_g, atunci se poate considera că particulele parcurg, de-a lungul electrofiltrului, un spațiu de lungime elementară dL, într-un interval de timp dt:

$$dL = v_g \cdot dt\ . \tag{4.86}$$

În acelaşi interval de timp, dt, nu se pot depune decât particulele situate la o distanță maximă, δ, de electrozii de depunere, distanță direct proporțională cu viteza w, de migrare a particulelor:

$$\delta = w \cdot dt\ . \tag{4.87}$$

Raportul dintre numărul particulelor depuse, în secțiunea de lungime dL, a electrofiltrului, dN, şi numărul de particule care intră în această secțiune, N, este egal cu raportul suprafețelor corespunzătoare, atâta timp cât particulele sunt omogen distribuite, în orice secțiune transversală a electrofiltrului. Rezultă, astfel

$$\frac{dN}{N} = -\frac{2 \cdot \delta \cdot H}{2 \cdot h \cdot H}\,, \tag{4.88}$$

semnul “-” având semnificația scăderii concentrației particulelor, în acea secțiune, datorită depunerii lor.

Din relațiile (4.86) ÷ (4.88) se obține

$$\frac{dN}{N} = -\frac{2 \cdot H \cdot w \cdot dL}{2h \cdot H \cdot v_g}\,. \qquad (4.89)$$

Dacă se notează cu N_i şi N_f numărul de particule, la intrarea gazului în câmpul de lungime L şi, respectiv, la ieşirea acestuia din câmpul de separare, atunci, prin integrarea ecuaţiei (4.89), se obţine

$$\ln N\Big|_{N_i}^{N_f} = -\frac{2 \cdot H \cdot w}{2h \cdot H \cdot v_g} \cdot L\Big|_0^L \quad \Rightarrow \quad \frac{N_f}{N_i} = e^{-\frac{2 \cdot H \cdot L \cdot w}{2h \cdot H \cdot v_g}}\,. \qquad (4.90)$$

În condiţiile distribuirii uniforma a particulelor, concentraţia particulelor este proporţională cu numărul acestora, în orice secţiune transversală, astfel încât relaţia de calcul a randamentului devine

$$\eta = 1 - e^{-\frac{A_c \cdot w}{S_t \cdot v_g}}\,, \qquad (4.91)$$

în care,
$A_c = 2 \cdot H \cdot L$ - reprezintă aria efectivă a zonei de captare,
$S_t = 2h \cdot H$ - este aria secţiunii de trecere a gazului, prin electrofiltru.

Dacă debitul volumic al gazului este $Q_g = S_t \cdot v_g$, atunci relaţia Deutsch-Anderson devine de forma

$$\eta = 1 - e^{-\frac{A_c \cdot w}{Q_g}}\,. \qquad (4.92)$$

Această relaţia poate fi utilizată pentru predimensionarea electrofiltrelor, în ipoteza impunerii unui randament de separare, pentru un debit de gaze cunoscut şi o viteză de migrare a particulelor, de asemenea, cunoscută. Din păcate, însă, aşa cum s-a arătat în § 4.3.4.2, viteza de migrare a particulelor nu poate fi determinată, decât în condiţii idealizate.

4.3.4.7. Influenţa diferiţilor factori asupra gradului de separare

Analiza influenţei, pe care o au diverşi parametri, asupra gradului de separare al unui electrofiltru, se poate efectua pe baza relaţiei lui Deutsch-Anderson. Evident, trebuie studiaţi atât parametrii care intervin, explicit, în această relaţie, cât şi acei parametri a căror influenţă se manifestă în mod implicit. Parametrii, a căror influenţă trebuie luată în considerare, sunt:

❶ lungimea câmpului activ al electrofiltrului (L),
❷ viteza de curgere a gazelor (v_g),
❸ pasul ($2h$) dintre electrozi,
❹ viteza de migrare a particulelor (w),
❺ rezistivitatea electrică a particulelor şi gradul de umezire a acestora,

❻ existența unor substanțe chimice care determină condiționarea gazului,
❼ repartiția vitezei de curgere a gazului, în secțiunea transversală a electrofiltrului,
❽ granulația particulelor, aflate în suspensie, şi concentrația acestora,
❾ temperatura de lucru a electrofiltrului,
❿ tensiunea de regim permanent.

❶ Lungimea câmpului activ al electrofiltrului

Dependența exponențială, dintre gradul de separare şi distanța parcursă, de particule, în câmp, este dată în figura 4.29. Totuşi, deplasarea particulelor, în electrofiltru, se poate considera ca fiind bidimensională, lungimea necesară a zonei active, *L*, rezultând din relația de calcul a timpului necesar pentru ca o particulă, care parcurge spațiul *h*, cu viteza de migrare *w*, să nu iasă din câmpul activ. Rezultă, astfel, $L = v_g{\cdot}h/w$, păstrând notațiile din relația (4.90). Dacă se introduce această relație, a lungimii zonei active, în aceea a gradului de separare, rezultă un grad de separare, maxim, egal cu 63 %. Un asemenea grad de separare este inadmisibil de mic, motiv pentru care lungimea zonei active trebuie multiplicată, cu un coeficient supraunitar, *k*:

$$L = k \cdot \frac{v_g \cdot h}{w} . \qquad (4.93)$$

Teoretic, pentru viteze constante de migrare a particulelor şi de curgere a gazului, interdependența dintre η şi *k* este de forma celei prezentate în figura 4.66 [4.23].

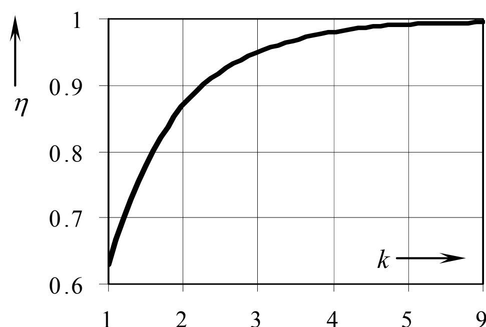


Fig. 4.66. Dependența eficienței electrofiltrelor de constanta lungimii active

În practică, însă, alegerea lungimii *L* este bazată şi pe experiența acumulată de firmele constructoare, depinzând de numărul de câmpuri, de importanța instalației etc.

❷ Viteza de curgere a gazelor

Secțiunea electrofiltrului este, practic, constantă, rezultând, astfel, că viteza gazului este proporțională cu debitul de gaz, ce trebuie epurat. Viteza trebuie aleasă din considerentul menținerii mediului bifazic, un timp suficient de mare, în câmpul electric. Deoarece debitul de gaz este cunoscut, se poate determina, într-o primă aproxima-

ție, secțiunea şi lungimea electrofiltrului, pentru un grad de separare impus. Trebuie avut, însă, în vedere faptul că depăşirea unei anumite viteze de curgere a gazului poate determina reantrenarea particulelor. Viteza de reantrenare este o mărime caracteristică poluantului şi depinde de mărimea particulelor, de greutatea lor specifică, de forma particulelor şi de greutatea specifică a gazului.

Reantrenarea este posibilă atunci când energia cinetică, a masei de gaz, depăşeşte lucrul mecanic, necesar pentru a deplasa particulele de praf. Astfel, în ipoteza simplificatoare a particulei sferice, poate fi scrisă o relație de forma (similară 4.73)

$$k_p \cdot \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot \rho_g \cdot L \cdot \frac{v_g^2}{2} = \frac{\pi d_p^3}{6} \cdot \rho_p \cdot L , \qquad (4.94)$$

în care, coeficientul, care ține seama de forma reală a particulelor, $k_p = 0{,}6$.

Se obține, astfel, pentru viteza de reantrenare a particulelor depuse, relația

$$v_{reantr.} = 4{,}66 \cdot \sqrt{d_p \cdot \frac{\rho_p}{\rho_g}} , \qquad (4.95)$$

în care,
d_p reprezintă diametrul particulelor,
ρ_p şi ρ_g reprezintă densitățile celor două faze, solidă şi gazoasă.

Relația (4.95) este valabilă pentru cazul cel mai defavorabil, din punctul de vedere al reantrenării, şi anume, momentul scuturării electrozilor de depunere.

Pentru un electrofiltru dat, având lungimea activă L, se observă că la creşterea vitezei gazului, gradul de separare scade [4.10, 4.23].

❸ Pasul dintre electrozi (*2h*)

Dacă se analizează relația gradului de separare, se observă că la creşterea pasului electrozilor, scade gradul de separare.

Acest tip de dependență nu poate fi analizat, însă, doar pe simpla relație matematică, fără să se ia în considerare şi alte elemente ale procesului de separare. Astfel, s-a putut constata, experimental, o influență favorabilă a creşterii pasului, asupra gradului de separare, mai ales în cazul prafurilor de rezistivitate mare.

Praful, depus pe electrozii placă ai electrofiltrelor uscate, determină reducerea intensității câmpului electric, dintre electrozi. Această reducere este dependentă de grosimea stratului depus şi de rezistivitatea acestuia [4.10, 4.18, 4.23, 4.35].

Creşterea pasului determină creşterea lungimii câmpului util, disponibil procesului de colectare a prafului, deci, implicit, creşterea gradului de separare. Această influență, favorabilă, este cu atât mai evidentă cu cât rezistivitatea este mai mare şi grosimea stratului depus, de asemenea, mai mare.

Pentru un caz particular, de separare a clincherului, variația gradului de separare, în funcție de pasul dintre electrozi, este dată în figura 4.67 [4.23].

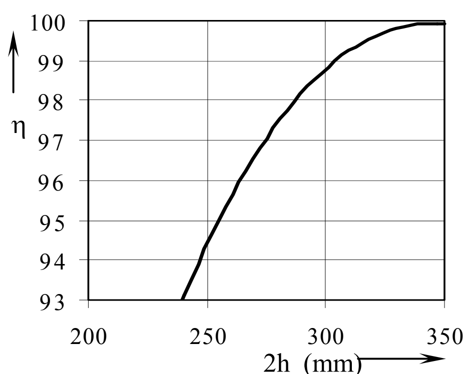


Fig. 4.67. Dependența gradului de epurare de pasul electrozilor pentru: temperatura gazelor de 80÷95 °C, temperatura punctului de rouă al apei 26÷29 °C, viteza de curgere a gazului 0,82÷0,945 m/s.

❹ Viteza de migrare a particulelor

Conform relației Deutsch-Anderson, la creşterea vitezei de migrare, creşte gradul de separare. Totuşi, viteza de migrare este un parametru dependent de caracteristicile particulelor de praf, de viteza gazului, de intensitatea câmpului electric (relațiile 4.89 şi 4.81) şi poate fi influențată şi de dimensiunile geometrice al electrofiltrului, prin pasul dintre electrozii acestuia.

Dependența vitezei de migrare, de viteza gazului, pentru diferite valori ale tensiunii aplicate şi dimensiunii particulelor, este redată în figura 4.68 [4.13], putându-se observa modificarea, cu totul diferită, a vitezei de migrare, peste o anumită valoare a vitezei gazului, pentru particule fine, respectiv grosiere. Şi în acest fel, poate fi subliniată importanța alegerii corecte a vitezei de curgere a gazelor, în scopul obținerii valorii optime a vitezei de migrare şi a eficienței maxime a colectării.

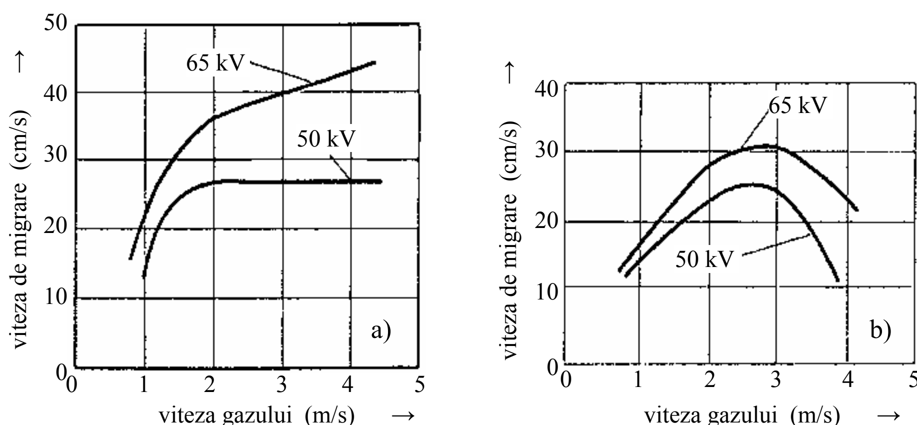


Fig. 4.68. Dependența vitezei de migrare de viteza gazului, pentru diferite valori ale tensiunii aplicate şi dimensiunii particulelor; a) – cenuşă zburătoare fină; b) – cenuşă zburătoare grosieră.

Experimental, s-a constatat că mărirea pasului dintre electrozi determină creşterea vitezei de migrare, aşa cum se poate observa în figura 4.69 [4.23]. Rezultă, deci, că, şi în această manieră, implicită, creşterea pasului dintre electrozi conduce la creşterea gradului de separare.

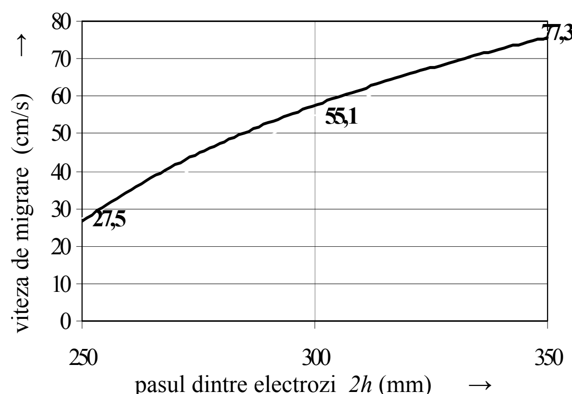


Fig. 4.69. Variaţie vitezei de migrare a particulelor, funcţie de pasul dintre electrozi

❺ Rezistivitatea electrică a particulelor şi gradul de umezire a acestora

Rezistivitatea electrică este o caracteristică a prafului şi depinde de compoziţia sa chimică, de granulaţie, umiditate şi de temperatură. Modul în care este influenţată rezistivitatea particulelor, de către parametrii menţionaţi, a fost prezentat în § 4.2.5.

Influenţa rezistivităţii se manifestă, cu preponderenţă, în zona electrozilor de depunere. Trebuie, totuşi, făcută o diferenţiere între rezistivitatea materialului particulelor şi rezistivitatea stratului de praf, aceasta din urmă fiind influenţată şi de alţi factori .

În tehnica desprăfuirii electrostatice se deosebesc trei domenii ale rezistivităţii, domenii în care praful se comportă în mod diferit, astfel:

- ✓ *Praf cu conductivitate bună* - $\rho \leq 10^4\ \Omega \cdot cm$. Particulele care formează astfel de suspensii cedează, repede, sarcina negativă, acumulată, se încarcă cu sarcină pozitivă şi revin în fluxul de gaze, unde încep, din nou, un proces de încărcare cu sarcină electrică negativă. Pentru a capta astfel de particule, sunt necesari electrozi de depunere de construcţie specială, care să împiedice fenomenul de reantrenare.
- ✓ *Praf cu rezistivitate cuprinsă între* $10^4\ \Omega \cdot cm$ *şi* $10^{11}\ \Omega \cdot cm$. Această categorie de suspensii se separă foarte bine, în instalaţiile de electrofiltre.
- ✓ *Praf de rezistivitate mare* - $\rho \geq 10^{11}\ \Omega \cdot cm$. Acest tip de suspensii formează straturi de praf, la electrozii de depunere, îşi cedează greu sarcină electrică, creând, astfel, zone de câmp intens, care pot deveni zone de iniţiere a descărcărilor inverse. Aceste perturbaţii conduc la funcţionarea necorespunzătoare a electrofiltrelor, alimentate cu tensiune continuă. Pentru acest domeniu de rezistivităţi, o mult mai bună separare se obţine în electrofiltrele alimentate cu impulsuri de tensiune. Forma tensi-

unii de alimentare a electrozilor, în funcție de rezistivitatea electrică a prafului, este dată în tabelul 4.20 [4.18]. Au existat şi unele încercări de alimentare cu tensiune alternativă, obținându-se rezultate destul de bune, pentru acest domeniu al rezistivității prafului [4.18].

Tabelul 4.20. Forma tensiunii de alimentare, în funcție de rezistivitatea electrică a prafului

Rezistivitatea electrică a prafului (Ω·cm)	**Domeniu I** **Rezistivitate înaltă** $5 \cdot 10^{11} \div 10^{13}$	**Domeniul II** **Rezistivitate medie** $5 \cdot 10^{10} \div 10^{12}$	**Domeniul III** **Rezistivitate normală** $< 10^{10}$
Forma tensiunii de alimentare	impulsuri de înaltă tensiune în domeniul microsecundelor	impulsuri de înaltă tensiune în domeniul milisecundelor	tensiune continuă
Caracteristica tensiune-curent corona	I, U	I, U	I, U
Factorul de creştere a vitezei de migrare	1,1 ÷ 1,5	1,1 ÷ 1,3	1,0
Tipul prafului	cărbune: - sulf < 1 %, - apă < 1 %, - fără alcalii.	lignit: - sulf < 1 %, - apă < 20 %.	cărbune: - sulf > 1 %, - apă > 1 %, - alcalii > 2 %.
Destinație	Centrale termice, Siderurgie, Fabrici de ciment.	Centrale termice, Siderurgie, Fabrici de ciment.	Centrale termice, Siderurgie, Fabrici de ciment.
Reducerea consumului de energie (%)	80	20	-

❻ Existența unor substanțe chimice care determină condiționarea gazului

Din analiza factorilor care pot să influențeze rezistivitatea unui praf, s-a arătat, în § 4.2.5, că există posibilitatea micşorării rezistenței superficiale, prin adsorbția umidității sau prin chemisorbția unor substanțe, care măresc conductivitatea superficială a particulelor de praf.

Cea mai simplă condiționare se realizează cu apă, fapt care are ca efect creşterea punctului de rouă. Cantitatea de apă, adsorbită de particulă, variază proporțional cu umiditatea gazului şi invers proporțional cu temperatura. Rezultă, astfel, că prin umezire, se poate realiza o condiționare, eficientă, doar la temperaturi joase.

Condiționarea gazelor, prin injectarea de SO_3, a fost utilizată, cu succes, la scară industrială. Cantitatea de SO_3, injectată în fluxul de gaz, este mai mică de 50 ppm. Acidul sulfuric, format în prezența apei din gazele de ardere, este adsorbit, complet, de către praf, fără să producă o mărire a emisiei de componenți sulfuroşi, în atmosferă.

Cheltuielile de condiţionare cu SO_3 sunt ridicate, însă pot fi amortizate, în timp, şi, oricum, sunt mult mai mici, în raport cu acelea aferente altor tipuri de condiţionare.

Condiţionarea cu SO_3 este utilizată mai ales în cazul prafurilor metalurgice, cu caracter uşor bazic. Pentru particulele slab acide, condiţionarea se realizează cu NH_3.

❼ Repartiţia vitezelor de curgere a gazului

În practica filtrării electrostatice, industriale, repartiţia fluxului de gaz se consideră uniformă, într-o secţiune a electrofiltrului, atunci când vitezele, în diferite puncte, nu diferă cu mai mult de 10 ÷ 20 %.

Viteza gazului şi repartiţia acesteia, în electrofiltru, depind de forma electrofiltrului, de secţiunea activă a acestuia şi de soluţia adoptată pentru realizarea racordurilor de intrare şi de ieşire. În electrofiltrele industriale, curgerea este, întotdeauna, turbulentă, cifra Reynolds fiind $Re \geq 10^4$, în secţiunea activă, şi $Re \geq 10^5$, în conducte.

Eficienţa desprăfuirii este influenţată, nemijlocit şi sensibil, de gradul de neuniformitate al repartiţiei vitezelor de curgere şi al concentraţiei de praf. Astfel, repartiţia neuniformă a vitezelor şi a concentraţiilor determină funcţionarea instabilă a electrofiltrului şi apariţia descărcărilor electrice disruptive. În aceste condiţii, este necesară reducerea tensiunii de alimentare şi, implicit, reducerea eficienţei separării.

Influenţa repartiţiei neuniforme a fluxului de gaz, asupra gradului de separare, poate fi exprimată, analitic, prin introducerea unui coeficient de corecţie, în relaţia lui Deutsch. Pentru electrofiltrele cu electrozi plani, se obţine, astfel, relaţia [4.23]

$$\eta = 1 - e^{-\frac{w \cdot L}{v_g \cdot h \cdot M_k}}, \tag{4.96}$$

în care, coeficientul de neuniformitate a distribuţiei vitezei gazului, notat cu M_k, se calculează cu relaţia

$$M_k = \frac{1}{S_t} \cdot \iint_{S_t} \left(\frac{v_x}{v_k} \right)^2 \cdot ds \tag{4.97}$$

şi este, întotdeauna, supraunitar. Cu S_t s-a notat secţiunea canalelor de trecere a gazului, cu v_x s-a notat viteza gazului, într-un anumit punct al secţiunii de trecere, iar v_k reprezintă viteza medie aritmetică de curgere a gazului, într-o secţiune a electrofiltrului.

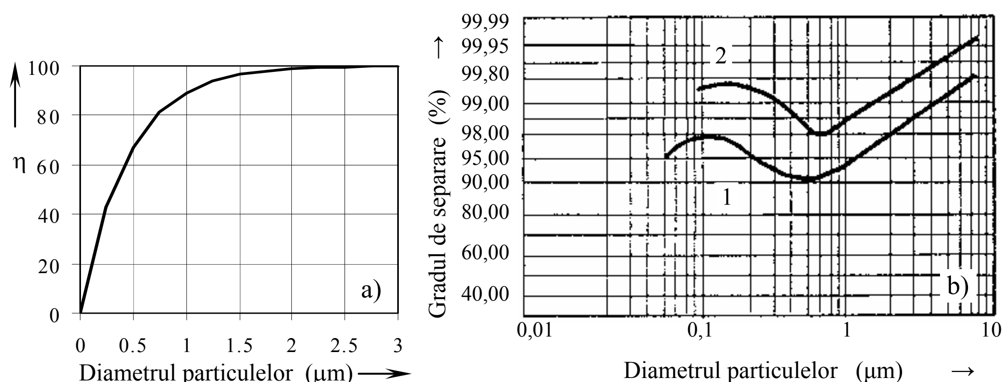
Aşa cum s-a arătat în § 4.3.4.4, uniformizarea curgerii gazelor se poate realiza prin montarea unor ecrane, cu orificii, în racordul de intrare a gazelor. Cercetările efectuate, în acest sens, de către firma LURGI, au condus la concluzia că ecranele din tablă perforată sunt eficiente numai dacă grosimea tablei este cuprinsă între 8 şi 10 mm, fapt care implică un consum exagerat de material. Pentru a elimina, însă, acest dezavantaj, se prevăd orificii cu decupări parţial îndoite, având o înclinare de circa 80°, faţă de planul ecranului. Astfel de orificii se numesc orificii în **X**, iar grosimea tablei utilizate nu trebuie să depăşească 2 mm [4.23]. Trebuie, totuşi, menţionat că aceste orificii se obturează mai uşor decât tablele simplu perforate. Dacă există pericolul obturării, este nece-

sară montarea unor dispozitive de scuturare a sistemelor de uniformizare a vitezelor gazului. Orificiile în **X** se utilizează în combinație cu orificii rotunde sau pătrate, fără margini răsfrânte. La mijlocul secțiunii de intrare, acolo unde gradul de neuniformitate este mai mare, se prevăd orificii în **X**, iar spre periferie, se prevăd orificii simple.

❽ Granulația particulelor, aflate în suspensie, şi concentrația acestora

În domeniul de granulații ale particulelor, specific instalațiilor de filtrare electrostatică, prafurile fine ($d_p \leq 7$ μm) se separă mai greu, decât cele cu granulație mai mare, excepție făcând doar minereul de plumb, mai ales datorită rezistivității sale scăzute.

Dependența tipică a randamentului de granulație, conform ecuației lui Deutsch-Anderson este dată în figura 4.70,a [4.10, 4.34], în condițiile în care experimentele arată că viteza de migrare şi, implicit, gradul de separare nu variază monoton, funcție de dimensiunile particulelor [4.18, 4.23], aşa cum se poate observa în figura 4.70,b.



Electrofiltrul corespunzător curbelor din figura 4.70,b	1	2
Puterea electrică a instalației echipate, MW,	700	220
Suprafața specifică de captare (A_c/Q_g), $m^2/(m^3/s)$,	55	80
Temperatura, ^oC,	150	335
Gradul de separare, %.	99,6	99,0

Fig. 4.70. Curba specifică a eficienței separării electrostatice funcție de dimensiunile particulelor, conform legii lui Deutsch-Anderson (a) şi obținută experimental (b).

Rezultă, deci, că particulele de praf, având diametre mai mari de 10 μm, sunt, practic, reținute în totalitate, pe când particulele mai mici, sunt reținute doar parțial, dar nu în proporție mai mică de 92 %. În consecință, gradul total de separare depinde de granulometria particulelor şi de gradul de evacuare a fracțiunilor cuprinse între 0,1 μm şi 10 μm [4.13].

Pentru exemplificare, în tabelul 4.21 se dau unele date referitoare la repartiția granulometrică a cenuşii, care s-a depus în cele trei câmpuri ale unui electrofiltru. Aceste date sunt obținute prin experiment, efectuat într-o instalație reală [4.18].

Tabelul 4.21. Repartiţia granulometrică a cenuşii depuse în câmpurile electrofiltrului

Clasa de granulaţie (μm)	**Proba iniţială** (%)		**Clasa de granulaţie** (μm)	**Câmpul I** (%)		**Câmpul II** (%)		**Câmpul III** (%)	
	pe clasa de granulaţie	Σ		pe clasa de granulaţie	Σ	pe clasa de granulaţie	Σ	pe clasa de granulaţie	Σ
< 10	8,25	8,25	< 3	0,12	0,12	0,06	0,06	0,55	0,55
10÷16	3,85	12,10	3÷6	6,17	6,29	12,92	12,98	23,33	23,88
16÷20	4,90	17,00	6÷8	2,89	9,18	3,35	16,33	10,69	34,57
20÷30	8,80	25,80	8÷10	3,07	12,25	3,54	19,87	3,31	37,88
30÷40	8,70	34,50	10÷16	2,99	15,24	8,77	28,64	4,53	42,41
40÷50	12,60	47,10	16÷27	1,23	16,47	3,45	32,09	4,10	46,51
50÷63	9,42	56,52	33÷50	26,54	43,01	18,83	50,91	9,49	56,00
63÷71	6,50	63,02	63÷71	16,51	59,52	17,42	68,33	18,68	74,68
71÷90	10,20	73,22	71÷90	14,20	73,72	16,00	84,33	15,56	90,24
90÷125	11,29	84,51	90÷125	14,62	88,34	10,15	94,48	9,76	10,00
125÷200	10,90	95,41	125÷200	7,16	96,5	5,52	100,0	-	-
> 200	4,59	100,0	> 200	4,50	100,0	-	-	-	-
d_{mediu}	39,5			26,65		18,04		12,12	

La creşterea concentraţiei de praf se înregistrează, în anumite limite, o creştere a eficienţei electrofiltrelor. Totuşi, la concentraţii mari de praf poate să apară un fenomen de blocare, parţială, caracterizat prin reducerea drastică a eficienţei. În acest caz, curentul corona scade, ca efect al ataşării, rapide, a ionilor, la particulele aflate în suspensie.

❾ Temperatura de lucru a electrofiltrului

Temperatura de lucru are influenţă asupra rezistivităţii particulelor (aşa cum s-a arătat în § 4.2.5.), dar şi asupra vitezei de curgere a gazului, prin electrofiltru [4.23].

Pentru electrofiltrele uscate, valoarea minimă a temperaturii de lucru este limitată de punctul de rouă al apei, respectiv de punctul de rouă acidă, în gazele care conţin oxizi de sulf, în special SO_3. Temperatura superioară este limitată de comportarea elementelor constructive, aflate în componenţa electrofiltrelor. În acest sens, au fost efectuate experimente pe electrofiltre pilot, ce pot funcţiona la temperaturi de până la 820 ^oC. În domeniul de temperaturi cuprinse între 730 şi 820 ^oC, caracteristicile tensiune-curent ale descărcării corona au devenit instabile, fapt care poate fi pus pe seama dilatării neuniforme a electrozilor [4.23].

❿ Tensiunea de regim permanent

În relaţia lui Deutsch-Anderson, tensiunea aplicată sistemului de electrozi intervine, în mod implicit, în viteza de migrare a particulelor. La creşterea tensiunii aplicate, creşte viteza de migrare şi, deci, şi gradul de separare. De asemenea, la creşterea tensiunii creşte intensitatea câmpului electric, pentru configuraţia de electrozi dată, fapt ce

determină creşterea intensităţii curentului corona şi, implicit, a numărului de ioni negativi. Astfel, încărcarea şi depunerea particulelor sunt mai rapide şi mai eficiente.

La aceste observaţii se adaugă aspectele referitoare la forma tensiunii aplicate, prezentate în tabelul 4.20.

Mărimea tensiunii de lucru este limitată de către tensiunea disruptivă a intervalelor dintre electrozi, în condiţiile de funcţionare date.

Observaţiile anterioare, cu privire la influenţa pe care o manifestă diverşi parametri, asupra gradului de epurare, sunt ilustrate şi prin rezultatele experimentale, prezentate în tabelul 4.22 [4.18]. Rezultatele sunt valabile pentru suspensia de cenuşă zburătoare, în gaze de ardere ale unei centrale termoelectrice.

Tabelul 4.22. Rezultate experimentale pentru un electrofiltru având trei câmpuri electrice şi un pas *2h* = 300 mm între electrozii de depunere.

Viteza gazului (m/s)	Temperatura gazului (°C)	Punctul de rouă (°C)	Tensiunea de lucru (kV)	Concentraţia prafului la intrare (g/m³)			Praf la ieşire (g/m³)	**Randamentul de epurare** (%)			
				Câmp I	Câmp II	Câmp III		Total electrofiltru	Câmp I	Câmp II	Câmp III
1,02	150	43	60	83,36	11,63	3,88	0,455	99,45	86,06	9,30	4,08
0,97	150	49	61	58,77	10,64	1,06	0,265	99,54	81,89	16,31	1,33
1,07	175	52	59	53,26	7,99	3,84	0,197	99,63	85,00	11,55	3,08
	142	48	57	39,10	5,76	0,77	0,055	99,85	85,28	12,76	1,80
	165	48	59	41,29	6,08	0,81	0,172	99,58	88,87	9,09	1,62
	165	48	59	26,10	3,85	0,52	0,114	99,56	88,86	9,09	1,61

4.3.4.8. Calculul mărimilor constructive de bază

Dacă se introduce noţiunea de *suprafaţă specifică de captare*, egală cu raportul dintre suprafaţa efectivă de depunere şi debitul de gaz de epurat, legea lui Deutsch devine de forma

$$\eta = 1 - e^{-\frac{A_c \cdot w}{Q_g}} = 1 - e^{-f \cdot w}. \tag{4.98}$$

Relaţii, de această formă, pot fi utilizate pentru evaluarea suprafeţei de depunere a electrofiltrelor noi, atunci când debitul de gaz şi gradul de separare sunt impuse şi poate fi evaluată, corect, viteza de migrare a particulelor.

Dificultatea principală este aceea de evaluare, corectă, a vitezei de migrare, având în vedere dependenţa ei de o serie întreagă de factori (vezi § 4.3.4.2), aşa cum sunt: intensitatea câmpului electric, dimensiunile particulelor, permitivitatea dielectrică a acestora, vâscozitatea gazului etc. Influenţa simultană a tuturor acestor factori, asupra valorii vitezei de migrare, nu poate fi exprimată matematic, complexitatea influ-

enţelor putând, chiar, crea impresia că viteza de migrare nu poate fi cunoscută, decât după construcţia electrofiltrului. Practic, însă, experienţa de exploatare a electrofiltrelor a permis stabilirea, pentru fiecare proces tehnologic, a unui interval de variaţie a vitezei de migrare şi a dependenţei acesteia de principalii parametri ai procesului.

Pe de altă parte, se poate încerca amendarea ecuaţiei Deutsch-Anderson, prin intermediul unor coeficienţi de corecţie, aceştia fiind obţinuţi, la rândul lor, pe bază experimentală. Un astfel de exemplu îl reprezintă chiar relaţia (4.96), în care este introdus un coeficient ce ţine seamă de neuniformitatea repartiţiei vitezelor de curgere a gazului.

Pentru praf cu rezistivitatea mai mare de 10^{10} $\Omega\cdot$cm, Dicev a propus următoarea relaţie de calcul a randamentului [4.13, 4.23]

$$\eta = 1 - e^{-\varphi \cdot f \cdot w}, \tag{4.99}$$

în care, φ este pătratul raportului dintre intensitatea câmpului electric, la suprafaţa electrodului de depunere, curat, şi intensitatea câmpului electric, la suprafaţa electrodului pe care s-a depus, deja, un strat de material poluant, de o anumită grosime.

Hazen a propus următoarea relaţie, pentru calculul gradului de separare

$$\eta = 1 - \left(1 + \frac{w \cdot A_c}{n \cdot Q_g}\right)^{-n}, \tag{4.100}$$

în care, coeficientul n poate lua valori cuprinse între 2 şi 8, valorile care corespund, însă, cel mai bine electrofiltrelor fiind cuprinse între 3 şi 5 [4.34].

O altă relaţie este cea propusă de compania Svenska Flōktfabriken [4.13, 4.23]

$$\eta = 1 - e^{-(f \cdot w)^k}, \tag{4.101}$$

în care, k se alege în intervalul 0,4 ÷ 0,6, fiind, totuşi, recomandată valoarea $k = 0{,}5$.

Viteza de migrare a particulelor nu variază în limite foarte largi. Valorile tipice ale vitezelor de migrare, ale prafurilor industriale, sunt [4.34]:

- ✓ $w = 4 \div 20$ cm/s - cenuşă zburătoare;
- ✓ $w = 6 \div 8$ cm/s - ceaţă de acid sulfuric şi praful uscat de ciment;
- ✓ $w = 6 \div 14$ cm/s - praf de furnal.

O altă condiţie de incertitudine, cu privire la gradul de separare, este legată de deficienţele de construcţie şi instalare a electrofiltrelor, precum şi de unele modificări, inerente, ale parametrilor, pe durata exploatării instalaţiei. Aceşti factori sunt luaţi în considerare prin introducerea noţiunii de *grad de separare garantat* (η_G), la punerea în funcţiune, necesar obţinerii *gradului de separare de durată* (η_D) [4.13, 4.23]:

$$\eta_G = 100 - \frac{100 - \eta_D}{k_s}, \tag{4.102}$$

coeficientul de siguranţă, k_s, putând lua valori cuprinse între 1 şi 2. Se impune, astfel,

randamentul de durată şi se obţine randamentul ce trebuie atins la punere în funcţiune.

Soluţia optimă de dimensionare a electrofiltrelor noi este aceea bazată pe metoda statistică, elaborată de Masuda [4.13, 4.23]. Se presupune că vitezele de migrare, reale, sunt cunoscute, pentru cel puţin 30 de electrofiltre de acelaşi tip şi funcţionând în aceleaşi condiţii ca şi electrofiltrul care trebuie dimensionat. Cunoscându-se viteza medie de migrare (w_{med}) şi abaterea standard (σ_n), pentru un grad de separare garantat (η_G), cu o anumită probabilitate (P), se adoptă o valoare a suprafeţei specifice de filtrare (f) şi se calculează mărimile adimensionale:

$$\begin{cases} C = \left(1 - \eta_G\right) \cdot e^{f \cdot w_{med}} \\ K = f \cdot \sigma_n \end{cases} . \qquad (4.103)$$

Utilizând diagrame de tipul celei prezentate în figura 4.71, se verifică dacă suprafaţa specifică de filtrare a fost corect aleasă, pentru condiţiile impuse.

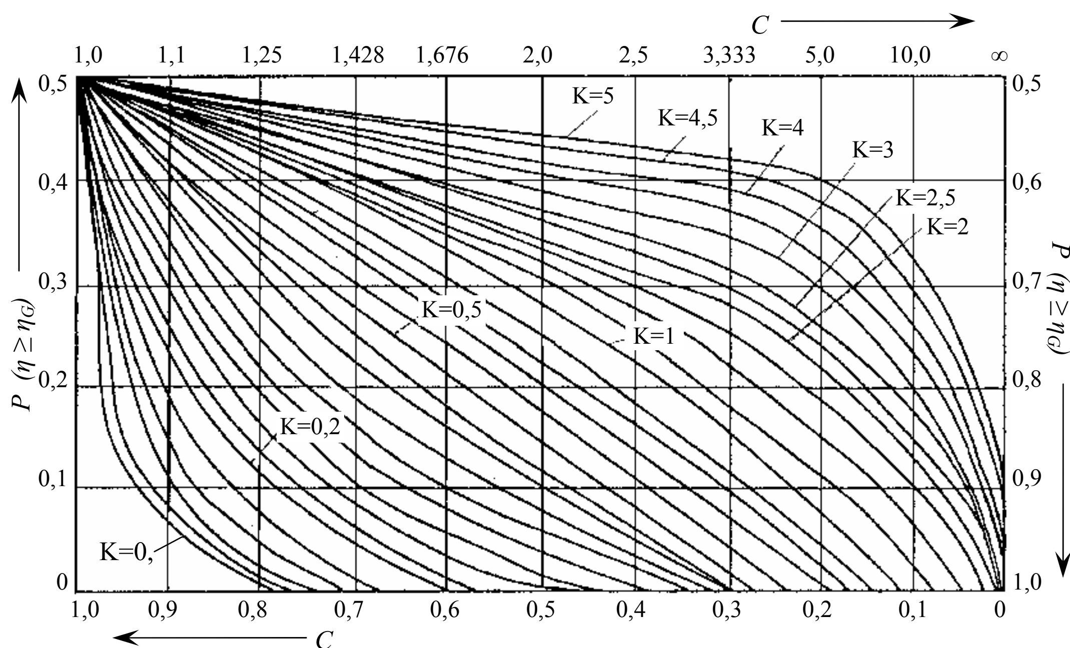


Fig. 4.71. Nomogramă necesară dimensionării electrofiltrelor, prin metoda statistică, a lui Masuda

Caseta 4.4. Exemple de calcul

Problema 1

Se consideră un electrofiltru plan, al cărui pas, dintre electrozi, este $2h$ = 25 cm, tensiunea aplicată acestora fiind de 50 kV. Viteza medie a gazului este de 1,5 m/s, iar temperatura acestuia de 400 ^{o}K. Să se estimeze lungimea (L) electrofiltrului care asigură un grad de colectare de 100 %, pentru particulele având diametrul de 0,5 μm.

Soluție

Dacă se presupune că particulele se încarcă până la valoarea corespunzătoare a sarcinii electrice maxime, atunci, din relațiile (4.63) şi (4.80), se obține viteza de migrare

$$w = \frac{\varepsilon_o \cdot \delta_e \cdot E^2 \cdot d_p}{3\mu} \cdot K_C ,$$

coeficientul lui Cunnigham fiind dat de relația (4.13).
La temperatura dată şi la presiune atmosferică, rezultă, utilizând tabelul 4.8 şi relațiile (4.14) şi (4.15), o viteză medie a moleculelor de 467 m/s şi drumul liber mediu al acestora λ = 0,067 μm.
Pentru particulele având diametrul d_p = 0,5 μm, rezultă valoarea coeficientului Cunnigham

$$K_C = 1 + \frac{2 \cdot 0{,}067}{0{,}5} \cdot \left[1{,}257 + 0{,}4 \cdot e^{(-0{,}55 \cdot 0{,}5/0{,}067)}\right] = 1{,}338 .$$

Pentru aceeaşi temperatură, tabelul din caseta 4.3 indică o valoare a vâscozității gazului
μ = 0,0825 kg/m·h = 1,86·10^{-5} N·s/m^2.
Dacă se presupune că indicele dielectric al particulei este δ_e = 2, iar câmpul electric are o repartiție uniformă, în intervalul dintre electrozi, atunci

$$w = \frac{\frac{1}{4\pi 9 \cdot 10^9} \cdot 2 \cdot \left(\frac{50 \cdot 10^3}{0{,}125}\right)^2 \cdot 0{,}5 \cdot 10^{-6} \cdot 1{,}338}{3 \cdot 1{,}86 \cdot 10^{-5}} = 0{,}034 \text{ m/s.}$$

Dacă se presupune o deplasare bidimensională a particulei şi un grad de separare de 100 %, atunci

$$t = \frac{L}{v_g} = \frac{h}{w} \quad \Rightarrow \quad L = \frac{h \cdot v_g}{w} = \frac{(0{,}25/2) \cdot 1{,}5}{0{,}034} = 5{,}5 \text{ m.}$$

Dacă se fi neglijează coeficientul Cunnigham, lungimea necesară rezultă: L = 7,36 m.

Problema 2

Un filtru electrostatic are suprafața specifică de captare de 60 m^2/(m^3/s) şi un grad de separare de 97 %. Să se estimeze eficiența separării, în cazul creşterii suprafeței specifice de colectare, până la 80 m^2/(m^3/s). Se vor utiliza relațiile Deutsch-Anderson şi Hazen, în ultimul caz constanta n = 4.

Soluție

a) Rezultate obținute pe baza legii Deutsch-Anderson:

Introducând datele cunoscute în relația (4.98) se obține viteza de migrare

$$0{,}97 = 1 - e^{-60 \cdot w} \quad \Rightarrow \quad w = -\frac{\ln(1 - 0{,}97)}{60} = 5{,}84 \text{ cm/s.}$$

Mărind suprafața specifică de colectare a electrofiltrului dat se obține

$$\eta = 1 - e^{-80 \cdot 0{,}0584} = 99{,}06 \text{ \%.}$$

b) Rezultate obținute pe baza legii lui Hazen:

Din relația (4.100) se obține viteza de migrare specifică electrofiltrului inițial

$$0{,}97 = 1 - \left(1 + \frac{60 \cdot w}{4}\right)^{-4} \quad \Rightarrow \quad w = 9{,}35 \text{ cm/s.}$$

Creşterea suprafeţei specifice de captare conduce la un randament de separare de

$$\eta = 1 - \left(1 + \frac{60 \cdot 0{,}0935}{4}\right)^{-4} = 98{,}53 \ \ \%.$$

Chiar dacă viteza de migrare, obţinută din relaţia lui Deutsch, este mai mică decât aceea obţinută din relaţia lui Hazen, aplicarea primei relaţii are, ca rezultat, o creştere mai mare a randamentului de colectare.

Problema 3

Se presupune că valoarea medie a vitezei de migrare este w_m = 6,2 cm/s, iar abaterea standard este σ_n = 0,016 (1,6 %), fiind îndeplinită condiţia $\sigma_n < (1/3) \cdot w_m$. Se cere să se determine suprafaţa specifică de captare a unui electrofiltru, al cărui grad de separare, garantat, este de 99 %, cu o probabilitate de 85 %.

Soluţie

O astfel de problemă se rezolvă prin metoda statistică, a lui Masuda. Astfel, pornind de la date ale unor electrofiltre cunoscute, se alege o suprafaţă specifică de filtrare. Se presupune, într-o primă aproximaţie, că aceasta este f = 80 $m^2/(m^3/s)$. Dacă se înlocuieşte această valoare, în relaţiile (4.103), se obţine:

$$\begin{cases} C = (1 - 0{,}99) \cdot e^{80 \cdot 0{,}062} = 1{,}426 \\ K = 80 \cdot 0{,}016 = 1{,}28 \end{cases}.$$

Pentru aceste valori, din figura 4.71 se obţine $P_{f=80}$ = 60 % < 85 %, rezultând, astfel, că suprafaţa specifică de captare, aleasă iniţial, este prea mică.
Dacă se consideră o suprafaţă specifică de captare mai mare f = 100 $m^2/(m^3/s)$, atunci

$$\begin{cases} C = (1 - 0{,}99) \cdot e^{100 \cdot 0{,}062} = 4{,}927 \\ K = 100 \cdot 0{,}016 = 1{,}6 \end{cases},$$

obţinându-se, din figura 4.71, $P_{f=100}$ = 85 %, noua suprafaţă specifică de captare fiind corect aleasă.

4.3.5. Perspective ale tehnicilor de separare a dispersoizilor

Adoptarea unei soluţii tehnice, pentru reţinere a particulelor, din gazele industriale, depinde de o serie de parametri, eventual, consideraţi cu anumite ponderi, obiectivul final fiind acela al reducerii emisiei, sub limita maximă admisibilă. Pe de altă parte, însă, există unele procese tehnologice, aşa cum sunt ciclurile combinate de producere a energiei electrice, în care este necesară o foarte bună separare a particulelor fine, din considerente pur tehnice. În astfel de situaţii, criteriile de cost au importanţă mai mică.

Eficienţa diferitelor tehnici, actuale, de epurare a dispersoizilor, funcţie de diametrul particulelor, este prezentată în tabelul 4.23 [4.34].

Tabelul 4.23. Eficienţa tehnicilor actuale de separare a dispersoizilor

Tipul echipamentului de filtrare	Diametrul particulelor		
	5 μm	2 μm	1 μm
Ciclon de medie eficienţă	30 %	15 %	10 %
Ciclon de naltă eficienţă	75 %	50 %	30 %
Turn de spălare cu camere de pulverizare	95 %	85 %	70 %
Scruber Venturi	99,7 %	99 %	97 %
Electrofiltru	99 %	95 %	85 %
Filtru cu saci textili	99,8 %	99,5 %	99 %

Noile tehnici de separare a particulelor se referă la următoarele aspecte:

- ✓ creşterea randamentului instalaţiilor care au, deja, eficienţă mare;
- ✓ transformarea tipului constructiv al unor echipamente existente;
- ✓ utilizarea unor materiale filtrante de mare eficienţă, în special pentru lucrul la temperaturi ridicate şi reţinerea particulelor fine, inclusiv a particulelor de mercur.

4.3.5.1. Modificarea distribuţiei fluxului de gaz

Una dintre tehnicile de ameliorare a eficienţei echipamentelor existente constă în trecerea de la distribuţia uniformă a curgerii gazelor prin electrofiltre, la o distribuţie caracterizată prin viteze mult diferite, în diferite zone de separare ale acestor instalaţii (Skewed Gas Flow Technology – **SGFT**). Această tehnică a fost elaborată de Stothert Engineering Ltd., a fost pusă în aplicare şi de alte companii constructoare (Eskom, Babcock & Wilcox), şi a condus la reducerea, cu 20 ÷ 70 %, a concentraţiei, finale, de poluant [4.24].

Creşterea eficienţei, prin distribuţia cât mai uniformă a gazelor, prin electrofiltre, este bazată pe ipoteza concentraţiei constante de poluant, în orice secţiune transversală a unei zone de separare (figura 4.72,a). În realitate, însă, distribuţia concentraţiilor, pe întreg electrofiltrul, este de tipul celei prezentate în figura 4.72,b, concentraţii mari regăsindu-se la partea inferioară, atât datorită deplasării particulelor, către buncărele de colectare, cât şi datorită reantrenării unor particule, deja depuse, în acestea. În aceste condiţii, separarea poate fi ameliorată prin orientarea oblică a fluxurilor de gaz, în diferitele zone de separare vitezele de curgere a gazelor fiind diferite (figura 4.72,c).

În zona **A**, gazul are o viteză de curgere mică, obţinându-se, astfel, un grad de separare ridicat. În condiţiile în care o mare parte a poluantului este reţinut în apropierea racordului de intrare, efectul este similar cu cel al reducerii raportului dintre înălţimea şi lungimea camerelor de separare gravitaţională (vezi § 4.3.1.1), particulele depunându-se, în mare măsură, în buncăre.

În zona **B**, concentraţia de particule pare să fie mare, datorită vitezei mari a gazului, din confuzorul racordului de ieşire. În realitate, însă, concentraţia, în această zonă, este redusă, datorită înaltei eficienţe a zonei de separare din amonte (**A**). În consecinţă,

viteza mare a gazului, din zona **B**, nu determină reducerea, semnificativă, a gradului de separare.

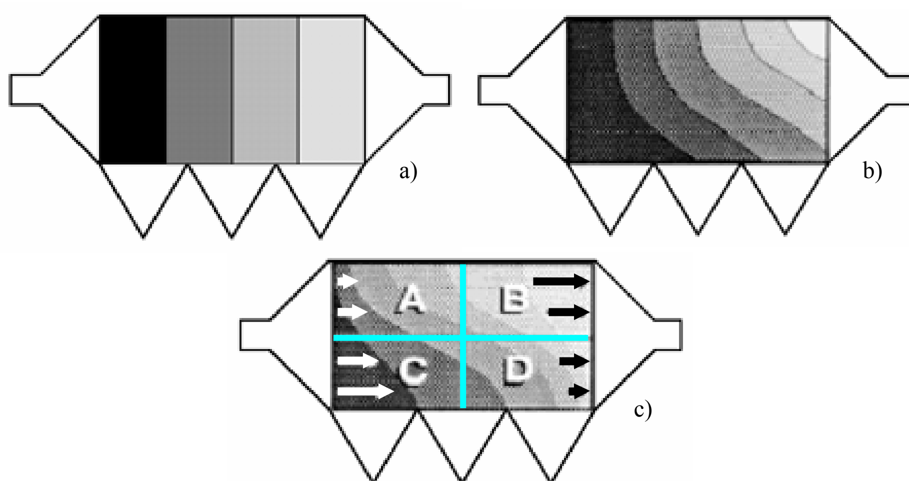


Fig. 4.72. Repartiții ale concentrațiilor de poluant prin secțiunile transversale ale camerelor electrofiltrelor: a) repartiție uniformă, teoretică; b) – repartiția reală; c) repartiție a concentrațiilor şi vitezelor de curgere în tehnologie **SGFT**.

În zona **C**, atât viteza gazului, cât şi concentrația particulelor sunt mari, rezultând, astfel, din punct de vedere teoretic, o eficiență a colectării mai mică, decât aceea din zona **A**. Totuşi, datorită distanței mici, pe care trebuie să o parcurgă particulele, până la buncăre, gradul de separare nu scade mult, în raport cu cel al zonei **A**.

În zona **D**, viteza de curgere a gazului este foarte mică, obținându-se, astfel, un grad de separare foarte bun. Viteza redusă şi apropierea de buncăre fac să nu apară fenomenul de reantrenare a particulelor.

Viteza medie a gazelor, din zonele **C** şi **D** este, practic, aceeaşi cu viteza gazelor prin electrofiltrele clasice, cu repartiție uniformă a curgerii. Totuşi, pentru aceste două zone, adiacente, raportul înălțime/lungime este de două ori mai mic, decât al întregului electrofiltru, rezultând, astfel, o viteză de sedimentare mare şi, deci, şi grad de separare mai bun.

Indiferent dacă, la intrarea sa în electrofiltru, gazul are viteză mare în zona superioară sau în cea inferioară, gradul de separare este, aproximativ, acelaşi, în condițiile în care viteza gazului, din racordul de ieşire, este mare.

Compania Eskom a realizat instalații industriale de filtrare, ce echipează o centrală termoelectrică având puterea instalată de 4000 MW, utilizând, separat, condiționarea gazului, cu SO_3, filtre cu saci textili şi curățare cu jet de aer, respectiv electrofiltre cu fluxuri oblice şi viteze diferite în zonele de filtrare (**SGFT**). Cele trei metode au condus la creşteri similare ale gradului de separare, față de electrofiltrul clasic şi fără condiționarea gazului, însă, ultima metodă implică cele mai mici costuri de investiție şi de exploatare [4.24].

4.3.5.2. Utilizarea unor noi agenţi de condiţionare a gazului

Pentru creşterea eficienţei reţinerii particulelor fine, atât în instalaţii de electrofiltre, cât şi în filtrele cu saci textili, compania ADA Technologies a propus noi amestecuri, netoxice, de agenţi de condiţionare a gazelor: ADA-14 ÷ ADA-23 [4.11].

Agentul de condiţionare este injectat, sub formă de soluţie apoasă, în amonte de instalaţia de separare, efectele majore ale injectării fiind:

- ✓ creşterea porozităţii straturilor de particule, depuse,
- ✓ creşterea forţelor de coeziune dintre particule,
- ✓ creşterea tensiunii superficiale a particulelor
- ✓ reducerea rezistivităţii particulelor.

Injectarea agenţilor de condiţionare determină reducerea, semnificativă, a rezistivităţii cenuşii zburătoare, pentru un domeniu larg de temperaturi. Acest fenomen este deosebit de important, înregistrându-se reducerea rezistivităţii cenuşii zburătoare, de la 10^{12} Ω·cm, la 10^{10} Ω·cm, chiar şi la temperaturi ridicate, de până la 190 ^{o}C, în timp ce condiţionarea cu SO_3 începe să devină din ce în ce mai puţin eficientă, atunci când temperatura gazelor depăşeşte nivelul de 80 ^{o}C.

Creşterea gradului de separare al electrofiltrelor se poate explica prin toate efectele, menţionate, ale condiţionării: Astfel, creşterea forţelor de coeziune, dintre particule, şi a tensiunii superficiale reduc probabilitatea de reantrenare, în timp ce reducerea rezistivităţii particulelor determină, pe lângă un regim optim de încărcare, cu sarcină electrică, şi de cedare a acesteia (vezi § 4.2.5 şi § 4.3.4.7), reducerea probabilităţii apariţiei descărcărilor disruptive şi, mai ales, a descărcărilor inverse.

Creşterea gradului de separare al filtrelor cu saci poate fi explicată prin creşterea aderenţei dintre particule şi a porozităţii straturilor depuse pe elementele filtrante. Porozitatea ridicată a stratului de praf face să scadă indicele de penetrare al particulelor, în materialul textil, precum şi căderea de presiune a gazului, în aceste instalaţii.

Primele variante de aditiv (ADA-14) au condus la rezultate similare cu acelea ale condiţionării cu SO_3 sau NH_3, rămânând doar avantajul utilizării unui aditiv neagresiv. Utilizarea ultimei generaţii de aditivi (ADA-23) permite obţinerea unor randamente de separare superioare celor corespunzătoare condiţionării clasice a gazului.

4.3.5.3. Transformarea electrofiltrelor în filtre cu saci

Electrofiltrele sunt instalaţii foarte eficiente, atâta timp cât sunt relativ noi, gradul lor de separare scăzând, pe durata exploatării, chiar în condiţiile efectuării unei mentenanţe foarte corecte. Atunci când performanţele instalaţiei scad sub limitele admise, singurele măsuri, ce pot fi adoptate, constau fie în schimbarea completă a instalaţiei, fie în schimbarea majorităţii componentelor interne ale camerelor de filtrare. Costurile implicate, oricare ar fi metoda adoptată, sunt semnificative. Dacă se adoptă schimbarea

electrofiltrului cu un filtru cu saci, nou, pe lângă aceste costuri, apar şi costuri legate de reconfigurarea fluxului tehnologic şi de formare a personalului de exploatare.

În aceste condiţii, transformarea electrofiltrelor vechi, în instalaţii de filtrare cu saci, este o alternativă viabilă, în primul rând, datorită faptului că nu se demolează, complet, vechiul electrofiltru, timpul necesar conversiei fiind de doar 4 ÷ 8 săptămâni. Această opţiune este susţinută şi de faptul că dezvoltările, în domeniul elementelor filtrante, au depăşit, cu mult, posibilităţile de ameliorare a electrofiltrelor.

Astfel de conversii, realizate de compania BHA Group Inc., au fost aplicate, cu succes, în industria cimentului, fiind de aşteptat rezultate foarte bune şi în procesele tehnologice de ardere a cărbunelui pulverizat [4.20]. Simplitatea noii instalaţii reprezintă unul dintre avantajele acestui tip de conversie.

Prin comparaţie cu electrofiltrele, filtrele cu saci, de ultimă generaţie, prezintă următoarele avantaje:

- ✓ grad de separare mai mare (vezi tabelul 4.23);
- ✓ costuri de întreţinere mai reduse;
- ✓ mentenanţa poate fi efectuată on-line, fără scoaterea instalaţiei din exploatare, atunci când aceasta este compartimentată corespunzător;
- ✓ toleranţă bună la modificarea concentraţiei de particule;
- ✓ tratarea unui debit mai mare de gaz;
- ✓ posibilitatea schimbării, facile, a mediului filtrant, atunci când se modifică, semnificativ, parametrii procesului tehnologic.

În cazul efectuării unui astfel de conversii, este preferabilă varianta de instalaţie cu retenţie externă şi curăţare cu jet impulsional (§ 4.3.3).

Reprezentarea schematică a unei instalaţii de filtrare, obţinute prin conversia unui electrofiltru, în filtru cu saci, este dată în figura 4.73 [4.20].

În general, din vechiul electrofiltru se poate păstra carcasa, racordurile de intrare şi de ieşire a gazului, buncărele, sistemele de evacuare şi tubulatura de transport a materialului colectat.

Principala problemă tehnică, a unei astfel de conversii, este legată de crearea zonei (domului) de gaz epurat. Decizia de realizare a acestei zone, în interiorul vechii carcase sau în exteriorul acesteia, se adoptă funcţie de următorii factori:

- ✓ temperatura gazului,
- ✓ dimensiunile electrofiltrului,
- ✓ debitul de gaz, ce urmează a fi tratat,
- ✓ caracteristicile materialului, din care sunt realizate elementele filtrante.

Conversia unui electrofiltru, în filtru cu saci, implică următoarele etape:

- ✓ dezechiparea componentelor interne ale electrofiltrului: ramele cu electrozi de emisie, panourile cu electrozi de depunere, sistemele de scuturare a electrozilor, elementele instalaţiei electrice, dispozitivele de uniformizare a curgerii gazului, unele grinzi şi platforme;

✓ instalarea tuburilor elementelor filtrante, a şicanelor şi a elementelor de dirijare a fluxului de gaz, această etapă implicând efectuarea unor modificări în zonele racordurilor; dacă domul gazului epurat se va realiza în exteriorul carcasei, execuţia lui intră tot în această etapă a conversiei;

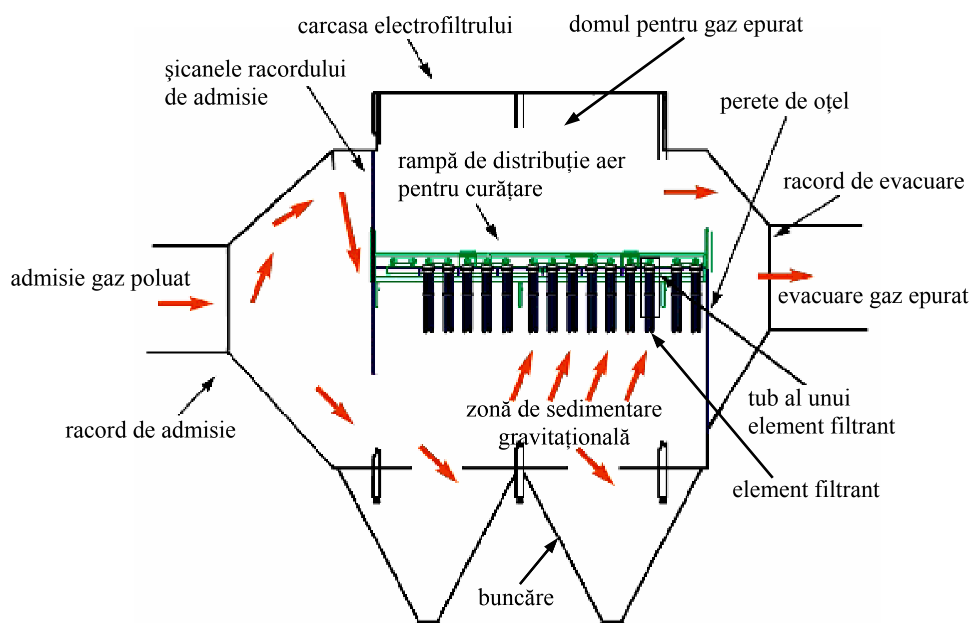


Fig. 4.73. Instalaţie de filtrare obţinută prin conversia unui electrofiltru în filtru cu saci

✓ instalarea uşilor, platformelor şi scărilor de acces; această operaţie depinzând de plasarea domului de gaz epurat şi a tubulaturii de aer, pentru curăţare;
✓ instalarea elementelor filtrante; în majoritatea situaţiilor, este preferată utilizarea elementelor filtrante cu pliuri;
✓ instalarea sistemului de curăţare a elementelor filtrante, componentele unui sistem de curăţare cu jeturi impulsionale fiind: tubulatura rampei de distribuţie a aerului comprimat, valvele de impuls, tubulatura de insuflare a aerului, în elementele filtrante, instalaţia electrică, ce conectează valvele, la sistemul de control automat al curăţării elementelor filtrante.

Conversia electrofiltrelor, în instalaţii de filtrare cu saci, se pare că impune, în majoritatea situaţiilor, utilizarea de elemente filtrante cu pliuri şi nu a sacilor textili, clasici, având schelet suport. Aceste elemente filtrante sunt realizate din fibre răsucite, realizate din poliesteri, rigidizate, pentru a crea pliuri, şi dispuse pe un miez rigid, realizat din propilenă sau metal perforat (figura 4.74) [4.28].

Atât partea superioară, cât şi cea inferioară a elementelor de filtrare, cu pliuri, se realizează din poliuretan turnat sau din metal, funcţie de aplicaţie.

Elementele filtrante cu pliuri au eficiență mai mare decât sacii textili, reținând, în proporție de 99,9 %, particulele având diametre mai mici de 2 μm. Asemenea elemente de filtrare sunt realizate într-o gamă largă de lungimi şi diametre, pot lucra la temperaturi de 130 ^oC sau 190 ^oC (funcție de tipul constructiv PulsePleat^{TM} sau ThermoPleat^{TM} [4.20]) şi pot fi acoperite cu straturi de politetrafluoretilenă (PTFE), pentru o şi mai bună eficiență a colectării particulelor.

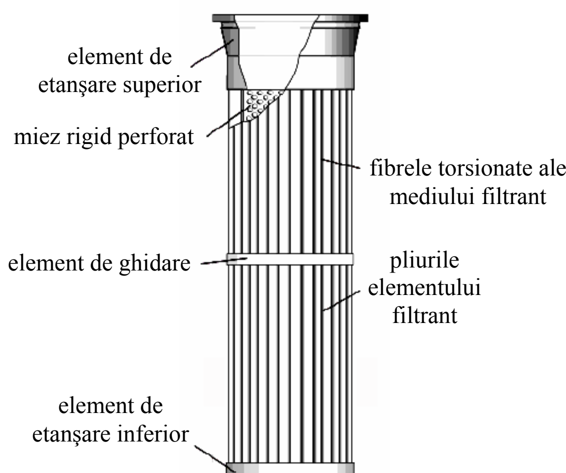


Fig. 4.74. Element tipic de filtrare, cu pliuri şi montare pe la partea superioară a tuburilor

Dispunerea, foarte apropiată, a fibrelor de poliester face să crească, chiar de până la trei ori, volumul de material filtrant, în raport cu filtrele cu saci, de aceeaşi dimensiune. În aceste condiții, lungimea elementelor filtrante este mai mică, reducându-se, astfel, riscul de erodare a părții inferioare a acestora. În acelaşi timp, se crează o zonă neocupată, la partea inferioară a carcasei vechiului electrofiltru, zonă în care are loc, implicit, fenomenul de sedimentare gravitațională.

Pe lângă avantajele prezentate, deja, ale elementelor filtrante rigide, cu pliuri, nu este de neglijat avantajul instalării facile a acestora. Astfel, în cazul elementelor filtrante ce se introduc pe la partea superioară a tuburilor (preferabil de utilizat, în cazul conversiei electrofiltrelor), instalarea constă, de fapt, în deplasarea, liberă, a elementului filtrant, în tubul aferent, elementele de ghidaj asigurând poziționarea corectă a acestuia.

4.3.5.4. Filtre ceramice

Tehnicile moderne de producere a energiei electrice sunt bazate pe arderea cărbunelui în strat fluidizat (**PFBC** – Pressurized Fluidized Bad Combustion) şi pe utilizarea ciclurilor combinate integrate (**IGCC** – Integrated Gas Combined Cycle), ca alternative ale sistemelor actuale de combustie a cărbunelui. Aceste tehnologii nu pot fi imple-

mentate, cu succes, decât dacă se utilizează sisteme de filtrare a particulelor, aflate în gazele fierbinţi. Rolul filtrelor ceramice este acela de a proteja schimbătoarele de căldură şi componentele turbinelor cu gaze, împotriva colmatării cu particule, a erodării şi a corodării, determinate de componentele chimic agresive. Evident, în mod implicit, aceste filtre, pe lângă efectele favorabile, din punct de vedere tehnic, au efecte ecologic pozitive, reducând, sub limitele admisibile, emisiile de substanţe aeropurtate.

Instalaţiile actuale, realizate pe principiul arderii cărbunelui în strat fluidizat, (mai ales staţionar) sunt echipate cu cicloane de înaltă eficienţă, care reţin mai mult de 95 % din cantitatea de cenuşă zburătoare, aflată în gazele de ardere, şi turbine cu gaz speciale, care pot funcţiona în condiţiile unor cantităţi relativ mari de particule, în gaz [4.17]. Pentru reducerea emisiei, sub limita admisibilă, conform normelor de calitatea a mediului, cicloanele primare nu sunt suficiente, trebuind instalate şi cicloane secundare sau electrofiltre.

Dezavantajul utilizării a două instalaţii de depoluare, în acelaşi flux tehnologic, poate fi eliminat prin utilizarea filtrelor ceramice. Astfel, pe lângă reducerea costurilor de investiţie, se reduc şi costurile de exploatare, inclusiv prin reducerea căderilor de presiune, în instalaţia de filtrare. În plus, condiţiile de ordin constructiv, impuse turbinelor cu gaze, nu mai sunt la fel de restrictive.

În cazul ciclurilor combinate, practic, singura soluţie tehnic acceptabilă este aceea de filtrare a gazelor, în amonte de turbina cu gaze, singurele sisteme de filtrare, care rezistă la acest nivel de temperatură, fiind filtrele ceramice.

Mediul în care lucrează filtrele ceramice este foarte agresiv, fiind caracterizat, în general, prin:

- ✓ presiune ridicată - 15 ÷ 35 atm;
- ✓ temperatură ridicată, dependentă de procedeul de desulfurare utilizat, astfel:
  - 900 ^{o}C – în cazul desulfurării intracombustie,
  - 650 ^{o}C – în cazul desulfurării secundare uscate (pe gaze fierbinţi),
  - 500 ÷ 250 ^{o}C – în cazul desulfurării secundare umede (pe gaze reci);
- ✓ prezenţa unor gaze reducătoare: H_2, CH_4, CO.

Principalele criterii, care stau la baza alegerii materialelor elementelor filtrante, sunt: coeficient de dilatare redus, rezistenţă la coroziune, rezistenţă la şoc termic, rezistenţă mecanică, fiabilitate ridicată. Problema principală este aceea a rezistenţei la şocul termic, determinat de insuflarea jetului de aer, rece, prin intermediul căruia se realizează curăţarea, periodică, a elementelor filtrante.

Mediile filtrante ceramice, utilizate în instalaţiile actuale, sunt realizate din următoarele combinaţii de substanţe chimice: carbură de siliciu (SiC) şi liant din argilă, CS-50 ($Ca_{0,5}Sr_{0,5}Zr_4P_6O_{24}$), $Na_2Zr_2P_3O_{12}$, $CaZr_4P_6O_{24}$, mullite (aliaj bogat în aluminiu) [4.1, 4.2, 4.17, 4.25].

Elementele filtrante se realizează sub formă cilindrică sau sub formă de blocuri monolitice, instalate în filtre cu fluxuri încrucişate.

Majoritatea elementelor instalaţiilor de filtrare cu fluxuri încrucişate sunt realizate din materiale ceramice, dispuse sub forma unor straturi nervurate. Elementele mono-

litice se obțin prin sinterizarea acestora. Dificultățile de ordin tehnologic, în realizarea acestor straturi, sunt, actualmente, depășite de către noile tehnologii, de realizare a elementelor filtrante monobloc, de forma celui prezentat în figura 4.75 [4.2]. Aceste elemente filtrante se obțin prin polimerizarea unor monomeri, în prezența unor substanțe de activare şi a unor catalizatori. Evident, dificultatea majoră, în realizarea acestor elemente, constă în alegerea tehnicii optime de formare a porilor, în masa de material ceramic. De obicei, pentru formarea porilor, se utilizează substanțe organice, ce se descompun, în etapa finală, de sinterizare a elementelor filtrante monolitice.

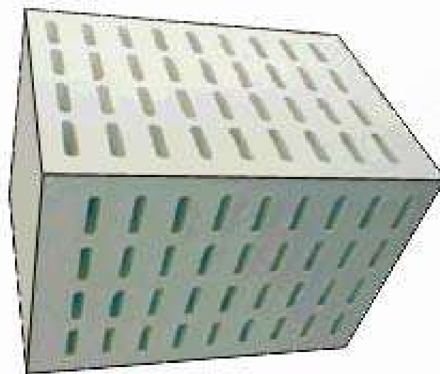


Fig. 4.75. Element filtrant monolitic pentru instalații de filtrare cu fluxuri încrucişate.

Majoritatea sistemelor aflate în exploatare sunt de tipul celor cu elemente filtrante cilindrice (figura 4.76) realizate din granule de carbură de siliciu şi liant din argilă. Din punct de vedere constructiv, granulele, utilizate în corpul elementului filtrant, sunt grosiere, la exterior realizându-se un strat subțire, din granule fine de SiC sau fibre de silicat de aluminiu. Tendința actuală este, însă, aceea de înlocuire a granulelor de SiC, cu materiale ceramice compozite, armate cu fibre metalice, sinterizate.

Reprezentarea, schematică, a unui sistem filtrant, cu elemente cilindrice, este dată în figura 4.77 [4.17]. Tuburile filtrante realizează retenția externă a particulelor, fiind etanşate, la partea superioară, prin intermediul unor piese cilindrice metalice (figura 4.77,a). Mai multe astfel de elemente filtrante, cilindrice, sunt montate, într-o matrice (figurile 4.76,c, 4.76,d şi 4.77,b), având un dom comun, pentru colectarea gazului epurat. Mai multe astfel de matrice, de elemente filtrante, sunt dispuse, pe un suport comun, formând un aşanumit "mănunchi" (figura 4.77,c). Suportul tubular al fiecărui mănunchi este realizat din oțel, înalt aliat. Aceste suporturi traversează diafragma, care separă "zona contaminată" de "zona curată" a instalației. Mănunchiul de elemente filtrante este închis într-o anvelopă comună (figurile 4.76,c, 4.76,d).

Gazul filtrat este colectat, inițial, în domul fiecărei matrice de elemente filtrante. Tubulatura, dintre domurile matricelor de elemente filtrante şi domul comun al întregii instalații, este dispusă în interiorul suportului central, al fiecărui mănunchi.

Matricele de elemente filtrante sunt curățate, separat, fiecare dintre ele fiind prevăzută cu o conductă de aer comprimat, conectată la propria conductă de evacuare a

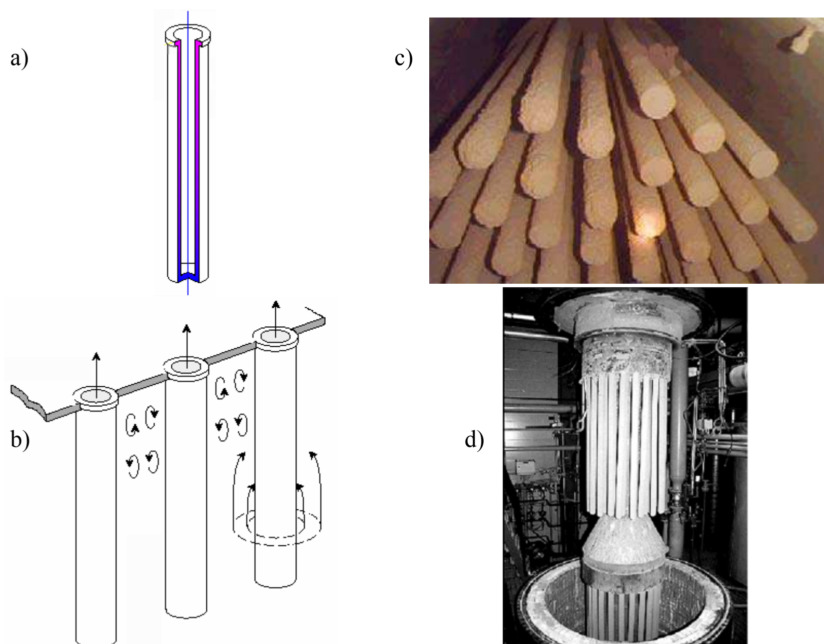


Fig. 4.76. Elemente filtrante cilindrice şi dispunerea lor în interiorul instalaţiilor

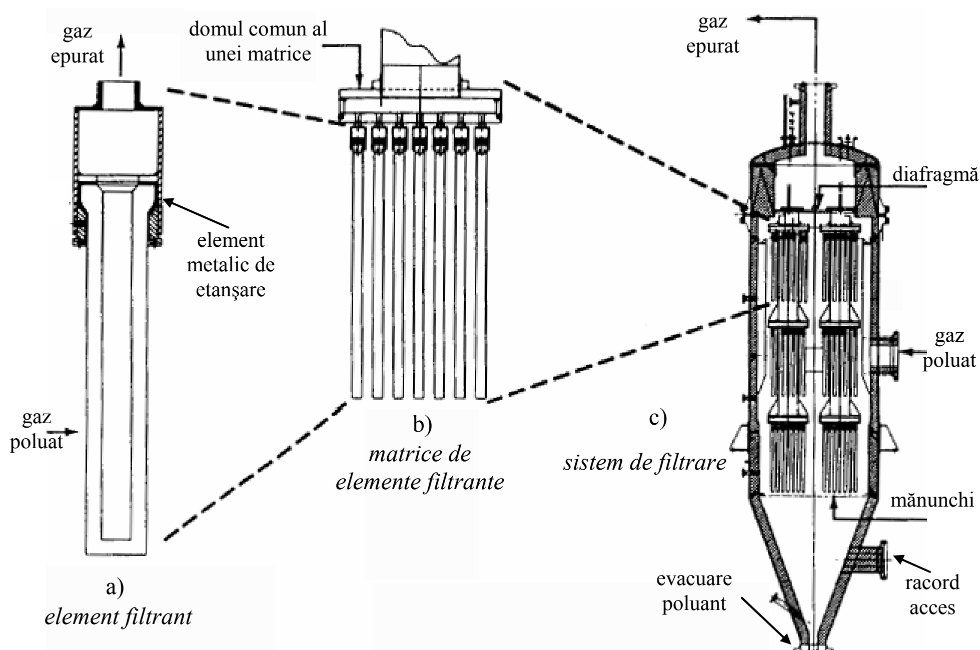


Fig. 4.77. Reprezentarea schematică a unui sistem filtrant cu elemente ceramice cilindrice: a) – element filtrant; b) – matrice de elemente filtrante; c) – sistemul filtrant.

gazului epurat. În acest fel, se presurizează, pentru scurt timp, numai domul colector al matricei de elemente filtrante aflate în regim de curățare.

Aşa cum se poate observa, atât din figura 4.77,c, cât şi din figura 4.76,d, mănunchiurile de elemente filtrante sunt fixate, în diafragma superioară, la partea inferioară fiind libere. În acest fel, este permisă dilatarea longitudinală a mănunchiurilor de elemente filtrante.

Reprezentarea, schematică, a unei secțiuni transversale, realizate în zona contaminată a unui sistem filtrant, cu patru mănunchiuri, este dată în figura 4.78 [4.17], săgețile indicând sensul de rotire al mănunchiurilor, în timpul operațiunii de schimbare a elementelor filtrante, ale fiecărei matrice, în parte.

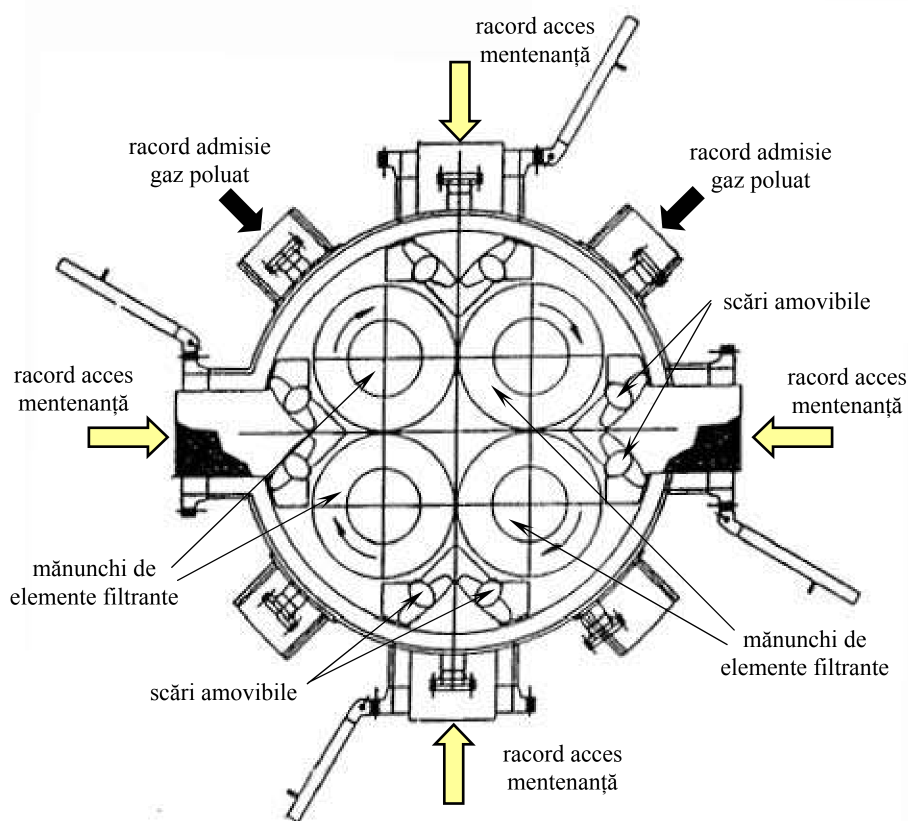


Fig. 4.78. Secțiune transversală prin zona de gaz contaminat a unui sistem de filtrare cu patru mănunchiuri de elemente filtrante, cilindrice [4.17]

Bibliografie

4.1. ALVIN M.A., LIPPERT T.E., SMELTZER E.E., BRUCK G.J., *Advanced Hot Gas Filter Performance and Characterization,* U.S. Department of Energy, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems '98 Conference, Morgantown, West Virginia, 1998.
4.2. BARRA C., LIMAYE S., VAUBERT V., STINTON D., *Advanced Ceramic Hot Gas Filters,* U.S. Department of Energy, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems ,98 Conference, Morgantown, West Virginia, 1998.
4.3. BICOCCHI S., *Les polluantes et les techniques d'épuration des fumées*, Lavoisier, TECHNIQUE & DOCUMENTATION, 1998.
4.4. BLANCHARD J.M., POPESCU M., CARRE J., *Analyse et traitement des rejets atmospheriques industriels,* INSA Lyon, Département de Génie Energétique, UTC Bucureşti, Faculté d'Installations, 1996-1997.
4.5. BRNA T.G., KILGORE J.D., *The impact of particulate emissions control on the control of others MWC air emissions*, Journal of the Air & Waste Management Association, **40**, *9*, 1997.
4.6. COOPER C.D., ALLEY F.C., *Air Pollution Control: A Design Approach*, Waveland Press, Prospect Heights, III, 1986.
4.7. CRAWFORD M., *Air Pollution Control Technology*, New York, McGraw Hill, 1976.
4.8. CRISTESCU D., MACARIE R., BOTA M., GHEORGHE N., *Realizări moderne în tehnica desprăfuirii electrostatice în centralele termoelectrice*, a XXII-a Conferinţă naţională de termoenergetică şi termoficare, 1995.
4.9. DAVIDSON J.H., *Electrostatic precipitation,* ME 515, Fall Semester, 2000.
4.10. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.
4.11. DURHAM M., BUSTARD J., BALDREY K., EBNER T., SLYE R., *Flue Gas Conditioning for Improved Electrostatic Precipitator and Fabric Filter Performance*, ENERGEX 2000, ADA-ES Publication, No.00001.
4.12. FELDMAN P.L., *Effects of Particle Size Distribution on The Performance of The Electrostatic Precipitators*, Research-Cotrell, Inc., Presented at APCA annual Meeting, Boston, 1975.
4.13. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenergetica şi mediul*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1996.
4.14. ISTRATE M., GUŞĂ M., *Impactul producerii, transportului şi distribuţiei energiei electrice asupra mediului*, Editura AGIR, Bucureşti, 2000.
4.15. LAPPLE C.E., *Processes Use Many Collection Types,* Chemical Engineering, 58, May, 1951.
4.16. LEDBETTER J.O., *Electrostatic Precipitators Efficiency Calculations*, Journal of Air Pollution Control Association, **28**, *12*, 1978.
4.17. LIPPERT T.E., BRUCK G.J., SANJANA Z.N., ALVIN M.A., NEWBY R.A., *Performance of the Westinghouse APF in Pilot Scale Test Facilities,* U.S. Department of Energy, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems '98 Conference, Morgantown, West Virginia, 1998.
4.18. MACARIE R., *Cercetări privind optimizarea instalaţiilor de electrofiltre*, Teză de doctorat, Universitatea Politehnica Bucureşti, 1996.
4.19. McCAIN J.D., GOOCH J.P., SMITH W.B., *Results of Field Measurements of Industrial Particulate, Sources and Electrostatic Precipitators Performance*, Journal of Air Pollution Control Association, **25**, *2*, 1975.
4.20. MCCONELL L., TAYLOR B., LIJAP O., LITKE H., *The Electrostatic Precipitator to Baghouse Conversion - An Analysis of Concept, Engineering, Implementation, and Successes*, BHA Group, Inc. Technical Papers, June, 2000.
4.21. MOON J.D., GEUM S.T., LEE G.T., PARK D.K., *Corona Discharge and Ozone Generation Characteristics of a Point-Plate Type Nonthermal Plasma Reactor with Ferroelectric Pellet Barrier*, Journal of the Korean Physical Society, Vol.38, No. 6, June, 2001.

4.22. MUIR D.M., ed., *Dust and Fume Control – A user guide*, Institution of Chemical Engineering, Rugby, Warwichshire, 1992.
4.23. NIBELEANU Şt., ARTINO A., NAPU S., *Instalaţii de separare a prafului cu electrofiltre*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1984.
4.24. OJANPERA R., HEIN A., *Skewed Gas Flow Technology - A Method to Improve Precipitator Performance*, Babcock & Wilcox Technical Papers - BR-1671, Presented to Canadian Pulp and Paper Association, January, 1999.
4.25. PEASE B., SRINIVASACHAR S., PORLE K., HAYTHORNTHWAITE S., RUHL J., *Ultra-High Efficiency ESP Development for Fine Particulate and Air Toxics Control – Phase I and II Mercury Removal Investigations,* U.S. Department of Energy, NETL Publications, Proceedings of Advanced Coal-Based Power & Environmental Systems '98 Conference, Morgantown, West Virginia, 1998.
4.26. PEAVY H.S., ROWE D.R., TCHOBANOGLOUS G., *Environmental engineering*, McGraw-Hill, 1985.
4.27. RAMET P., *Filtration de poussières fines*, Journée technique Uniclima, *5*, 1995.
4.28. SINCERO A.P., SINCERO G.A., *Environmental Engineering–A Design Approach*, Prentice-Hall Inc., 1996.
4.29. TĂNĂSESCU F., CRAMARIUC R., *Electrostatica în tehnică*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1977.
4.30. TOBOLCEA V., CREŢU V., *Elemente de protecţie a mediului – protecţia calităţii aerului şi a apelor subterane*, Universitatea tehnică "Gh.Asachi Iaşi", 1995.
4.31. TUMANOV S., *Calitatea aerului*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1989.
4.32. TURNER D.B., *Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates,* Washington D.C., HEW, 1969.
4.33. VESILING P.A., PIERCE J.J., WEINER R.F., *Environmental engineering – Third Edition*, McGraw Hill, 1993.
4.34. WARK K., WARNER C.F., *Air pollution–Its origin and control*-Second Edition, Harper Collins Publishers, 1981.
4.35. WHITE H.J., *Industrial Electrostatic Precipitation*, Reading Mass., Addison-Wesley, 1973.
4.36. WHITE H.J., *Resistivity Problems in Electrostatic Precipitators*, Journal of Air Pollution Control Association, **24**, *4*, 1974.
4.37. ZEVENHOVEN C.A.P., *Uni-polar Field Charging of particles Effect of Particle Conductivity and Rotation,* Journal of Electrostatics, 46 (1999), 1-12.
4.38. ***, *Ammonia Conditioning of Flue Gases*, Allied Environmental Technologies, Inc. – Technical Papers, www.alliedenvironmental.com
4.39. ***, *Cleaning the Air*, U.S. Environmental Protection Agency, **0-204-335**, Washington, D.C., 1979.
4.40. ***, *Fişă tehnologică de revizii şi reparaţii la electrofiltrele de1240000 m^3/h, care echipează cazanele CR-1244.*

CAPITOLUL 5

TRATAREA REZIDUURILOR LICHIDE ŞI SOLIDE ALE CENTRALELOR TERMOELECTRICE

Dacă se analizează bilanţul masic al procesului de producere a energiei electrice, se constată că acest proces nu este eficient, în mare măsură. Cel mai defavorabil bilanţ masic este acela al centralelor termoelectrice care ard combustibili fosili. Conform reprezentării grafice din figura 1.1, intrările într-un asemenea contur sunt: combustibilii; calcarul necesar controlului emisiei de dioxid de sulf; apa folosită în circuitul de apă-abur, în circuitul de răcire şi în activităţile anexe; diferite substanţe chimice, utilizate pentru tratarea apei, condiţionare, mentenanţă şi activităţi auxiliare.

Cărbunele conţine, pe lângă carbonul combustibil, anumite cantităţi de compuşi ai sulfului, precum şi o gamă largă de substanţe organice şi anorganice, printre care şi metale grele. Calcarul conţine, pe lângă carbonatul de calciu, utilizat ca reactiv pentru reţinerea oxizilor de sulf, şi anumite cantităţi de alte substanţe anorganice.

În funcţie de sursa de prelevare, apa conţine o serie de substanţe dizolvate şi în suspensie, majoritatea lor fiind de origine anorganică. Substanţele chimice, frecvent utilizate în fluxul tehnologic al unor centrale electrice clasice, sunt: coagulanţi, pentru pretratarea apei; acid sulfuric; acid clorhidric; sodă caustică; amoniac; fosfaţi de sodiu şi inhibitori de coroziune. Pe lângă aceste substanţe, se mai utilizează diferiţi acizi, baze şi substanţe organice, pentru efectuarea operaţiunilor de mentenanţă periodică, incluzând spălarea schimbătoarelor de căldură, pe partea de circulaţie a apei, a preîncălzitoarelor de aer, în ipoteza în care riscul de depunere a sulfatului de amoniu este mare, a electrozilor de depunere din electrofiltre etc. [5.5].

Ieşirile utile din conturul bilanţului global al unei centrale termoelectrice sunt, evident, energia electrică şi, eventual, energia termică, la care se pot adăuga anumite cantităţi de săruri ale amoniului, utilizabile ca îngrăşăminte chimice, de ghips şi de diverse aglomerate, utilizabile în industria materialelor de construcţie, precum şi anumite cantităţi de sulf şi acid sulfuric, dacă recuperarea este mai complexă. Pe lângă acestea, rezultă, însă, o mare cantitate de deşeuri, care reprezintă surse de poluare, pentru toţi factorii de mediu, indiferent dacă aceste substanţe sunt deversate, în atmosferă sau în emisari, sau stocate, in-situ.

Aşa cum s-a arătat în capitolul 1, principalul proces din centrală, acela al arderii combustibilului, se constituie într-o sursă majoră de poluare a atmosferei. Pe lângă poluarea atmosferei, arderea combustibilului, precum şi toate procesele care contribuie la desfăşurarea procesului principal, se constituie în importante surse de deşeuri lichide şi solide, care pot polua, sever, apa şi solul.

Cantitativ, cele mai importante deşeuri solide, ale unei centrale, sunt zgura şi cenuşa, rezultate în urma arderii combustibilului şi sărurile de calciu, rezultate din procesul de reducere a emisiilor de oxizi de sulf [5.5]. Chiar dacă aceste substanţe nu sunt considerate ca fiind foarte agresive, depozitarea lor implică o serie de precauţii, astfel încât amplasamentul trebuie să respecte condiţii, precum:

- ✓ terenul trebuie să fie ferit de riscul inundării, pentru o perioadă de timp de cel puţin 100 de ani;
- ✓ amplasamentul trebuie să fie compatibil cu utilizarea care i se dă;
- ✓ amplasamentul trebuie să prezinte zone tampon suficient de mari, în raport cu construcţiile sau amenajările existente;
- ✓ trebuie să existe o zonă minimă de separare între baza amplasamentului de stocare a deşeurilor şi pânza de apă freatică;
- ✓ apele de suprafaţă, din zona depozitului, trebuie deviate sau foarte bine controlate;
- ✓ înaintea luării deciziei de stabilire a amplasamentului, trebuie făcută o expertiză topografică, a acestuia şi a zonelor învecinate, precum şi studii hidrologice şi geologice, incluzând descrierea acviferului, analiza nivelului şi calităţii apei şi descrierea parametrilor geotehnici ai materialelor substratului.

Amenajarea amplasamentului depozitului de deşeuri solide trebuie să prevadă, încă din stadiul de proiectare, următoarele:

- ✓ proceduri pentru controlul apelor pluviale;
- ✓ proceduri pentru controlul pulberilor fine, care sunt antrenate de către curenţii de aer;
- ✓ metodele de transport a deşeurilor şi, dacă ester cazul, reţeaua de drumuri necesare;
- ✓ procedeele de filtrare şi evacuare a infiltraţiilor;
- ✓ programe de monitorizare a calităţii pânzei freatice;
- ✓ modul de dispunere şi de compactare a deşeurilor, pe toată durata utilizării depozitului;
- ✓ împrejmuirea şi securizarea zonei de stocare a deşeurilor;
- ✓ măsurile de asigurare a securităţii personalului;
- ✓ procedurile de acţiune, în cazul producerii unor accidente;
- ✓ programele de pregătire şi documentare a personalului.

Chiar dacă depozitarea zgurii şi cenuşii implică un efort economic considerabil, nu trebuie neglijată poluarea solului, generată de instalaţiile de preparare a combustibilului, de depozitele de combustibil, carburanţi, lubrifianţi, substanţe chimice diverse. De asemenea, nu trebuie neglijate reziduurile rezultate din instalaţiile electrice ale centralelor. Solul poate fi poluat prin scurgerile de ulei de transformator, prin depozita-

rea materialelor ceramice şi a unor deşeuri de metale, mai mult sau mai puţin oxidate.

O sursă importantă de deşeuri lichide o reprezintă procesul de tratare a apei utilizate în circuitul termic. Astfel, apa uzată, rezultată din acest proces, conţine urme ale reactivilor utilizaţi, precum şi demineralizatori acizi şi bazici. O altă sursă importantă de apă poluată o reprezintă circuitul de răcire, precum şi scurgerile din circuitul principal. O a treia sursă importantă de poluare a apei o reprezintă instalaţiile de tratare a emisiilor gazoase, în special de tratare a emisiei de oxizi de sulf, precum şi instalaţiile de transport a zgurii şi cenuşii.

Din punct de vedere cantitativ, apa de răcire, vehiculată prin condensator, reprezintă cel mai important flux de apă, din întreaga centrală. Astfel, dacă se presupune că temperatura apei de răcire creşte cu 10 ^oC, la nivelul condensatorului, pentru o centrală având puterea de 400 MW este necesar un debit de apă de răcire de 760 m^3/min [5.5]. În cazul în care circuitul de răcire este deschis, datorită debitelor foarte mari de apă, nu este indicat ca apa de răcire să fie recirculată, ea trebuind evacuată, cel mai probabil în emisarul ce constituie sursa de apă de răcire. Pericolul creşterii excesive a temperaturii apei emisarului, poate face necesară utilizarea unor lacuri de răcire sau răcirea în circuit închis. În cazul centralelor cu circuit închis, la nivelul turnurilor de răcire, apa caldă, de la ieşirea condensatorului, este răcită prin evaporarea, permanentă, a unui debit de apă. Vaporii de apă, precum şi picăturile de apă, antrenate de fluxul de vapori, se constituie într-o sursă de poluare, locală, a atmosferei. Continua evaporare a unui debit de apă, face să crească concentraţia sărurilor din lichidul de răcire. Atunci când soluţia ajunge la saturaţie, sărurile se pot sedimenta pe tubulatura condensatorului şi a pe celelalte echipamente ale circuitului de răcire. Sedimentarea poate fi evitată prin introducerea unor inhibitori chimici sau prin purjarea, periodică, a unei cantităţi din apa de răcire. Debitul de apă purjată, cu concentraţie ridicată de săruri, reprezintă un al doilea reziduu poluant, rezultat din circuitul de răcire.

Indiferent dacă răcirea se realizează în circuit deschis sau închis, temperatura apei de răcire favorizează dezvoltarea unor microorganisme, care pot colmata ţevile condensatorului. Pentru a evita dezvoltarea exagerată a acestor microorganisme, apa de răcire este clorinată, o anumită cantitate de clor putându-se regăsi în apa dirijată către emisar sau în purjă. Datorită toxicităţii ridicate a clorului, cel puţin în cazul centralelor cu circuit deschis, este necesară declorinarea apei de răcire.

Cantităţi relativ mari de apă reziduală contaminată rezultă din instalaţiile de transport a cenuşii şi zgurii, evident, în cazul arderii combustibililor solizi. Cantitatea de cenuşă şi zgură este strict dependentă, la o aceeaşi cantitate de energie furnizată, de concentraţia sterilului din cărbune. Se poate aprecia, totuşi, că aproximativ 20 %, din totalul substanţei solide, este reţinută, sub formă de zgură, la baza focarului, 4 %, sub formă de cenuşă zburătoare, la ieşirea gazelor din economizor, restul de 76 % fiind reţinut de electrofiltru sau de filtrul cu saci. Cenuşa reţinută din gazele de ardere poate fi transportată hidraulic, sub formă de şlam, sau pneumatic, în cazul centralelor noi fiind preferată această ultimă variantă. Zgura, reţinută la baza focarului, este răcită cu un flux continuu de apă. Periodic, şlamul, astfel format, este transportat către depozitul final sau către o zonă de stocare intermediară.

În aceste condiţii, apa rezultată este intens poluată cu substanţă solidă în suspensie, cu săruri dizolvate şi cu metale grele, pH-ul apei rezidual putând varia în limite foarte largi. O parte dintre impurificatorii apelor reziduale, utilizate în procesul de transport a zgurii şi cenuşii, sunt enumeraţi în tabelul 5.1 [5.5].

Tabelul 5.1. Conţinutul de substanţe poluante în apa utilizată pentru transportul zgurii şi cenuşii

Substanţa	**În apa de transport a zgurii de la baza focarului**		**În apa de transport a cenuşii zburătoare**	
	minim	maxim	minim	maxim
Debit de apă	17 m^3/min	87 m^3/min	11,7 m^3/min	33,3 m^3/min
pH	4,1	7,9	3,6	6,3
Substanţă solidă dizolvată	69 mg/l	404 mg/l	141 mg/l	820 mg/l
Substanţă solidă în suspensie	5,0 mg/l	657 mg/l	2,0 mg/l	256 mg/l
Aluminiu	0,5 mg/l	8,0 mg/l	3,6 mg/l	8,8 mg/l
Amoniac (în echivalent azot)	0,04 mg/l	0,34 mg/l	0,02 mg/l	0,43 mg/l
Arsenic	0,002 mg/l	0,15 mg/l	0,005 mg/l	0,023 mg/l
Cadmiu	0,001 mg/l	0,002 mg/l	0,023 mg/l	0,052 mg/l
Calciu	23 mg/l	67 mg/l	94 mg/l	180 mg/l
Clor	5 mg/l	15 mg/l	5 mg/l	14 mg/l
Cupru	0,01 mg/l	0,14 mg/l	0,16 mg/l	0,45 mg/l
Cianuri	0,01 mg/l	0,01 mg/l	0,01 mg/l	0,01 mg/l
Fier	1,7 mg/l	11 mg/l	0,33 mg/l	6,6 mg/l
Plumb	0,01 mg/l	0,031 mg/l	0,01 mg/l	0,2 mg/l
Magneziu	0,3 mg/l	9,3 mg/l	9,4 mg/l	20 mg/l
Mercur	0,0002 mg/l	0,0026 mg/l	0,0002 mg/l	0,0006 mg/l
Siliciu	6,1 mg/l	8,6 mg/l	10 mg/l	15 mg/l
Sulfaţi	41 mg/l	80 mg/l	240 mg/l	440 mg/l
Zinc	0,02 mg/l	0,16 mg/l	1,1 mg/l	2,7 mg/l

Concentraţia ridicată a suspensiilor solide, impune, pentru majoritatea centralelor, în care se arde cărbune, realizarea unor lacuri artificiale, în care substanţa solidă să se decanteze, apa rezultată putând fi reutilizată sau deversată.

Instalaţiile de reducere a emisiei de oxizi de sulf, indiferent dacă au la bază tehnologii de tip umed sau uscat, sunt generatoare de apă reziduală poluată. Cantitatea de apă reziduală este semnificativ mai mare în cazul tehnologiilor umede, însă şi tehnologiile uscate şi cvasiuscate pot fi considerate generatoare de apă reziduală, poluată, atâta timp cât sub-produsele de reacţie sunt transportate, la locul de depozitare, prin intermediul unui flux de apă. În mod frecvent, apa rezultată din procesele de desulfurare, mai ales din cele umede, are un conţinut ridicat de substanţă solidă dizolvată şi în suspensie şi sunt saturate cu sulfat de calciu. Deoarece cărbunii conţin şi anumite cantităţi de clor şi fluor, rapid reţinute în timpul procesului de desulfurare umedă, apa reziduală va conţine şi combinaţii chimice ale acestor substanţe. De asemenea, nu este de neglijat conţinutul de aditiv nereacţionat, de obicei carbonat de calciu, precum şi un anumit conţinut de metale grele.

Concentraţiile tipice de poluanţi, în apa rezultată din procesul de deulfurare secundară umedă, sunt date în tabelul 5.2 [5.5.].

Tabelul 5.2. Concentraţii tipice de poluanţi în apa rezultată din sistemele de desulfurare umedă

Substanţa	Concentraţia (mg/l)	Substanţa	Concentraţia (mg/l)	Substanţa	Concentraţia (mg/l)
Aluminiu	0,03 ÷ 2,0	Plumb	0,01 ÷ ,52	Clor	420 ÷ 33000
Arsenic	0,004 ÷ 1,8	Magneziu	4,0 ÷ 750	Fluor	0,5 ÷ 58
Calciu	180 ÷ 2600	Mercur	0,0004 ÷ 0,07	Sulfaţi	600 ÷ 35000
Crom	0,015 ÷ 0,5	Sodiu	10 ÷ 29000	Sulfiţi	0,9 ÷ 3500
Cupru	0,002 ÷ 0,56	Zinc	0,01 ÷ 0,59	Total substanţă solidă dizolvată	2800 ÷ 92500

Dacă la observaţiile anterioare se adaugă şi cele referitoare la cantităţile relativ mari de apă uzată, rezultate din procesul de preparare a combustibilului, în mod direct sau indirect, precum şi cele rezultate din operaţiunile de mentenanţă, care se scurg prin sistemele de drenare, rezultă necesitatea realizării unui control stric al apelor reziduale, la nivelul întregii centrale.

5.1. Tratarea reziduurilor lichide

Pentru tratarea reziduurilor lichide ale centralelor termoelectrice pot fi utilizate numeroase tehnologii, urmărindu-se eliminarea substanţei solide aflate în suspensie, separarea şi reţinerea reziduurilor petroliere, provenite din pierderile de combustibil sau de lubrifianţi, neutralizarea, declorinarea, reţinerea reziduurilor de metale grele. O parte dintre tehnicile frecvent utilizate sunt prezentate în secţiunile următoare.

5.1.1. Eliminarea suspensiilor solide din apa reziduală

Metoda cea mai veche şi cea mai răspândită pentru eliminarea suspensiilor solide este aceea a decantării apei reziduale, în bazine de decantare. Evident, aceste bazine trebuie astfel dimensionate încât să asigure durata de rezidenţă necesară desfăşurării fenomenului fizic de decantare gravitaţională. În instalaţiile actuale, procesului de decantare îi sunt asociate procese de coagulare şi floculare, atât pentru reducerea timpului de staţionare a reactivului, în apa brută, cât şi pentru reducerea dimensiunilor instalaţiilor de tratare. În foarte multe situaţii, coagularea şi floculare nu sunt procese tehnologice independente, ci sunt înglobate în structura constructivă şi în fluxul tehnologic al decantorului [5.3, 5.9, 5.11, 5.14].

Particulele fine crează suspensii coloidale, în apă. Cinetica dispersiei coloidale este influenţată de o serie de parametri, precum [5.3]:

✓ natura mediului bifazic,

- ✓ temperatura la care au loc procesele de decantare, coagulare, floculare,
- ✓ concentrația de coloizi,
- ✓ prezența unor substanțe cu rol de inhibitor,
- ✓ intensitatea agitației,
- ✓ timpul de rezidență a amestecului de apă şi reactiv, în bazinele de tratare.

Declanşarea şi desfăşurarea proceselor de decantare, coagulare şi floculare poate fi caracterizată printr-un parametru adimensional, numit numărul lui Camp [5.3]

$$K = G \cdot t\,, \qquad (5.1)$$

în care, G este gradientul de viteză, iar t reprezintă timpul de rezidență.

Gradientul de viteză este definit ca diferența dintre vitezele a două straturi de lichid adiacente, este dependent de temperatură, prin intermediul coeficientului de vâscozitate dinamică, şi este unul dintre cei mai importanți parametri ai proceselor de coagulare şi floculare. Gradientul de viteză mediu, corespunzător regimului turbulent, poate fi calculat cu relația [5.3]

$$G = \sqrt{\frac{P}{V \cdot \mu}} \quad (\mathrm{s}^{-1}) \qquad (5.2)$$

în care, P este puterea disipată pentru agitarea unui volum, V, de apă, iar μ este coeficientul de vâscozitate dinamică.

Flocularea este un proces cu cinetică lentă, astfel încât agitația nu trebuie să fie violentă, pentru a permite formarea microflocoanelor şi apoi creşterea volumului acestora. Spre deosebire de floculare, coagularea este un proces ireversibil, care necesită timpi mici, pentru ca reacția să fie completă, în condițiile unei agitări intense.

În aceste condiții, adoptarea unei anumite valori pentru numărul Camp depinde de tipul reacției, de timpul de desfăşurare a acesteia, de consumul de energie, de natura agentului coagulant şi de cantitatea de substanță coagulantă. Timpul de staționare şi numărul Camp se aleg şi în funcție de tehnologia de limpezire, folosită ulterior.

Coagulanții pot fi clasificați, după natura lor, astfel [5.3]:

- ✓ săruri de aluminiu: sulfat de aluminiu, $Al_2(SO_4)_3$; clorură de aluminiu, $AlCl_3$; sulfat de aluminiu în combinație cu var stins, $Al_2(SO_4)_3$+$Ca(OH)_2$; sulfat de aluminiu şi carbonat de sodiu, $Al_2(SO_4)_3$+ Na_2CO_3; aluminat de sodiu, $NaAlO_2$; compuşi de aluminiu polimerizați, PAX, PAC, Aqualenc, Alpoclar;
- ✓ săruri de fier: clorură ferică, $FeCl_3$, cu sau fără adaos de var; sulfat feric, $Fe_2(SO_4)_3$, cu sau fără adaos de var; clorosulfat feric, $FeClSO_4$; sulfat feros, $FeSO_4$, cu sau fără adaos de var;
- ✓ sulfat de cupru, $CuSO_4$;
- ✓ coagulanți organici de sinteză: melaminformaldehide, epiclorhidrină dimetilamină (EPIDMA), policlorură de dialildimetilamoniu (POLYDADMAC);
- ✓ ozon şi clor, care nu sunt coagulanți propriu-zişi ci doar favorizează procesul.

Sărurile de fier reacționează mai rapid decât cele de aluminiu, astfel încât, în ca-

zul utilizării sărurilor de fier se recomandă un număr Camp mai mare [5.3].

Adoptarea unei soluţii optime de tratare trebuie să aibă în vedere şi utilizarea unor adjuvanţi, cu rol de acceleratori ai procesului de floculare, pe lângă unii agenţi de oxidare şi alcalini, necesari desfăşurării normale a procesului [5.3, 5.5, 5.15].

Din punct de vedere constructiv, există mai multe tipuri de instalaţii de coagulare – floculare – decantare, cu contact între nămol şi apă, în etapa finală, de calmare. Reprezentarea schematică a unei astfel de instalaţii este dată în figura 5.1 [5.5].

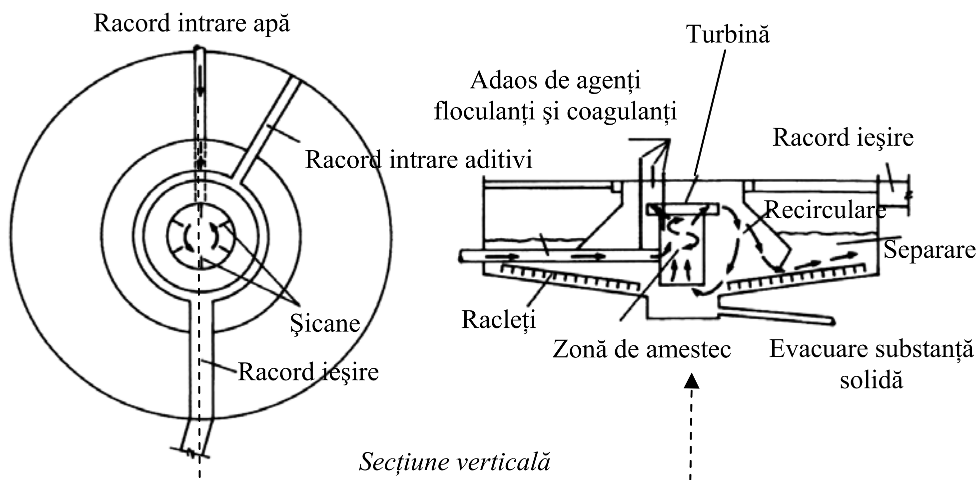


Fig. 5.1. Bazin de decantare – floculare - coagulare, cu contact între nămol şi apă, în etapa finală

Acest tip de instalaţii prezintă o serie e avantaje, importante, în raport cu bazinele clasice sau camerele de decantare. Astfel, echipamentul de tratare este mult mai compact, fapt care se reflectă în reducerea spaţiului ocupat şi, în multe situaţii, în reducerea costului investiţiei. De asemenea, reprezintă un avantaj şi faptul că aceste instalaţii pot fi integrate în procese tehnologice cu funcţionare continuă, spre deosebire de instalaţiile clasice, care sunt scoase din funcţiune, periodic, pentru decolmatare.

Cele mai des utilizate tipuri de astfel de decantoare sunt: radial floculator, Turbocirculator, Circulator, Accelator, Precipitator Spaulding, Claricontact, Densadeg [5.3].

Un exemplu de astfel de decantor, în construcţie mai compactă decât anteriorul, este decantorul de tip tubular sau cu lamele înclinate, a cărui reprezentare schematică este dată în figura 5.2 [5.5]. Lamelele decantorului sau tuburile paralele ale acestuia îmbunătăţesc separarea, în zona de sedimentare a instalaţiei. Aceste lamele sunt suficient de lungi încât să ajungă de la suprafaţa apei, până în zona de calmare. Unghiul de înclinare al lamelelor şi spaţiul dintre acestea depinde de caracteristicile suspensiilor, de regimul de funcţionare al instalaţiei (continuu sau discontinuu) şi de dimensiunile impuse acesteia, funcţie de spaţiul disponibil [5.5].

Atunci când cantitatea de suspensii solide, în apa reziduală, este relativ mică sau

atunci când nu este necesar un foarte înalt grad de reținere a suspensiilor, pot fi utilizate instalații de filtrare. De multe ori, însă, filtrele se instalează în aval de o instalație de decantare.

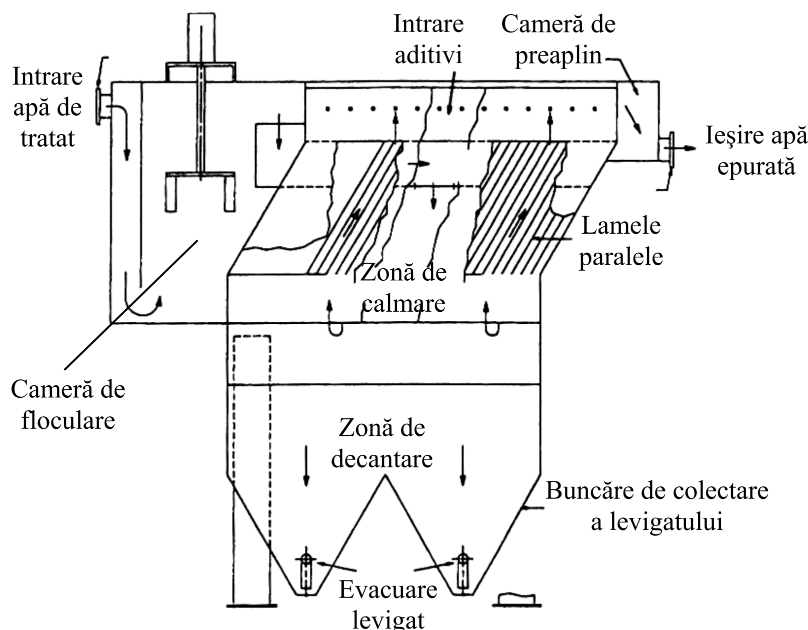


Fig. 5.2. Instalație de decantare cu lamele înclinate

În tabelul 5.3 sunt enumerate avantajele şi dezavantajele principalelor patru tipuri de filtre, utilizate pentru reținerea suspensiilor solide din apele reziduale [5.5].

Tabelul 5.3. Filtre pentru tratarea apelor reziduale

Tipul filtrului	Avantaje	Dezavantaje
cu cartuş filtrant	grad bun de reținere a particulelor, de o anumită dimensiune; construcție compactă; cost de investiție relativ mic.	capacitate relativ mică de încărcare a cartuşului filtrant, cu material solid; cost ridicat al înlocuirii cartuşului filtrant.
presurizat	reține particule având dimensiunile cuprinse într-un domeniu larg; nu este necesară pomparea lichidului la ieşirea din filtru; mai ieftin decât filtrul gravitațional.	nu poate fi observat patul de filtrare; apa utilizată pentru spălarea în contracurent trebuie deversată; cost relativ ridicat al investiției.
gravitațional	reține particule având dimensiunile cuprinse într-un domeniu larg; capacitate mare de reținere; exploatare şi mentenanță uşoare; poate fi observat patul filtrant.	este necesară o pompare secundară; apa utilizată pentru spălarea contracurent trebuie deversată; cost relativ ridicat al investiției.

Tabelul 5.3. Continuare

cu flux vertical	coagulantul poate fi folosit în amonte, pentru a mări gradul de reţinere; are cea mai mare capacitate de reţinere a suspensiilor, funcţionând până când întregul volum al mediului filtrant este uzat.	nu este utilizabil în multe dintre aplicaţiile practice; număr redus de furnizori; apa, utilizată pentru spălarea contracurent a elementului filtrant, trebuie deversată; cost relativ ridicat al investiţiei.

În figura 5.3 sunt date reprezentările schematice ale unui filtru presurizat (a) şi a unui filtru gravitaţional (b) [5.5]. Elementul filtrant, al ambelor categorii de filtre, îl reprezintă straturile de nisip, de diverse granulaţii, şi de pietriş. În cazul filtrelor presurizate, aceste straturi filtrante sunt dispuse într-o anvelopă etanşă, fluxul de apă fiind forţat să se deplaseze, sub influenţa presiunii aplicate, către straturile de nisip, din ce în ce mai fin, situate la partea inferioară a anvelopei. Atunci când căderea de presiune, pe straturile filtrante, depăşeşte o anumită valoare, filtrul este curăţat, prin trecerea unui flux de apă, în sens invers circulaţiei normale a acesteia. Evident, această operaţiune implică scoaterea din funcţiune a filtrului. În mod obişnuit, secţiunea transversală a zonei filtrante se dimensionează funcţie de capacitatea de filtrare specifică a acestui tip de instalaţii, capacitate cuprinsă între 1,05 l/min şi 1,76 l/min, pe fiecare metru pătrat.

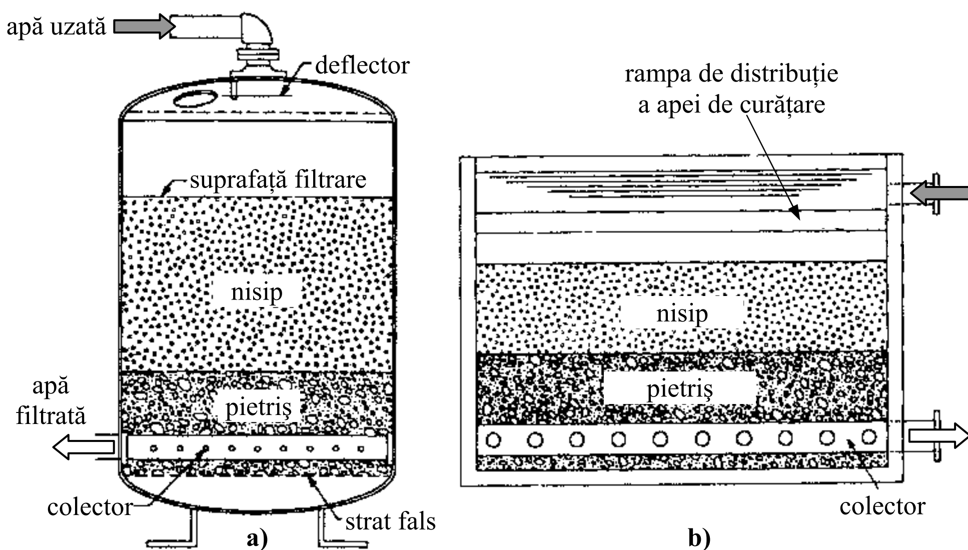


Fig. 5.3. Filtru presurizat (a) şi filtru gravitaţional (b)

Filtrele gravitaţionale sunt similare cu cele presurizate, cu excepţia faptului că partea superioară a instalaţiei are doar rol de a menţine materialul filtrant, în anvelopa lui, fără a permite presurizarea conţinutului. Aceste filtre pot fi separate în mai multe celule, fiecare dintre ele putând fi curăţată separat de celelalte. În acest fel, nu este scoasă din funcţiune întreaga instalaţie, iar puterea pompelor din circuitul apei de spă-

lare este mai mică decât în cazul filtrelor presurizate. Există şi posibilitatea utilizării apei filtrate, rezultate din unele celule, pentru curățarea celorlalte celule filtrante. Realizarea modulară, permite tratarea unor debite mari de apă reziduală, în condițiile în care costurile de investiție sunt relativ mici [5.5].

5.1.2. Separarea uleiurilor

Uleiurile lubrifiante şi vaselinele, utilizate pentru întreținerea echipamentelor mecanice ale unei centrale, pot polua apa din rețeaua generală de drenare şi canalizare. Alte surse de poluare, de acest tip, sunt şi instalațiile de stocare a combustibililor lichizi, ca şi transformatoarele din stația de evacuare a puterii din centrală. Toate scurgerile, care pot fi contaminate cu astfel de reziduuri, trebuie colectate şi tratate, într-o instalație de separare.

Deoarece majoritatea uleiurilor au greutate specifică mai mică decât aceea a apei, separarea constă, de fapt, în retenția, temporară, a apei contaminate, în nişte bazine de separare. În figura 5.4 este dată reprezentarea schematică a unui separator de uleiuri, în construcție de tip gravitațional. Pentru a preveni scurgerea reziduurilor de uleiuri, simultan cu apa, atunci când aceasta este evacuată din separator, separatorul este prevăzut cu diafragme şi cu posibilitatea descărcării parțiale.

Uleiul colectat este pompat, în exterior, la anumite intervale de timp, prin intermediul unor pompe portabile.

Atunci când uleiul rezidual este fin dispersat în apă, formând emulsii, iar limitele impuse nivelului poluării efluenților sunt foarte drastice, se pot utiliza separatoare de ulei cu fuzionare. Aceste separatoare sunt tot de tip gravitațional, numai că se utilizează şi anumite elemente, care determină aglomerarea micilor particule de ulei. Procesul de aglomerare continuă până când dimensiunile particulelor sunt suficient de mari încât să se obțină o separare gravitațională eficientă [5.5].

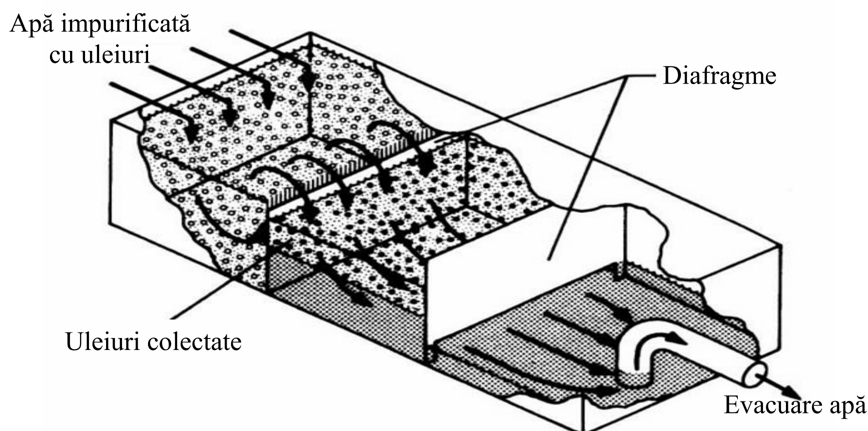


Fig. 5.4. Principiul separării gravitaționale a uleiurilor din apele reziduale

5.1.3. Neutralizarea apelor reziduale

Apele reziduale rezultate din diferite fluxuri tehnologice ale centralelor electrice sunt mult prea încărcate cu substanţe periculoase, pentru a fi deversate sau utilizate în alte procese din centrală, ca atare sau în amestec, motiv pentru care ele sunt supuse unor procese de neutralizare. Apele reziduale, care trebuie procesate astfel, provin din instalaţiile de tratare a apei, dar şi ca scurgeri, în vecinătatea coşurilor de fum, a depozitelor de substanţe chimice, a laboratoarelor şi atelierelor de formare a bateriilor de acumulatoare.

Apele reziduale, având un *pH* diferit de cel neutru, se pot auto-neutraliza, datorită conţinutului de acizi, pe de o parte, şi de baze, pe de altă parte. Pentru a folosi acest avantaj al auto-neutralizării diferitelor fluxuri de apă, este necesară colectarea acestora în bazine de neutralizare, astfel construite încât să permită colectarea gravitaţională. Volumul acestor bazine este astfel dimensionat încât să permită colectarea volumului de apă reziduală corespunzător unui ciclu complet de regenerare a substanţelor demineralizante. Există şi situaţii în care volumul acestor bazine se dimensionează la de două ori volumul apei din cazan, rezultând, evident, bazine de mari dimensiuni. Totuşi, chiar dacă dimensiunile bazinului sunt mari, cel de-al doilea mod de dimensionare are avantajul posibilităţii utilizării bazinului de neutralizare, pe durata de efectuare a operaţiunii de curăţare chimică a cazanului.

Bazinele de neutralizare sunt echipate cu sisteme de agitare a conţinutului şi de introducere de acizi sau baze, pentru corectarea valorii *pH*-ului, precum şi cu sisteme de evacuare a apei reziduale neutralizate (figura 5.5) [5.5].

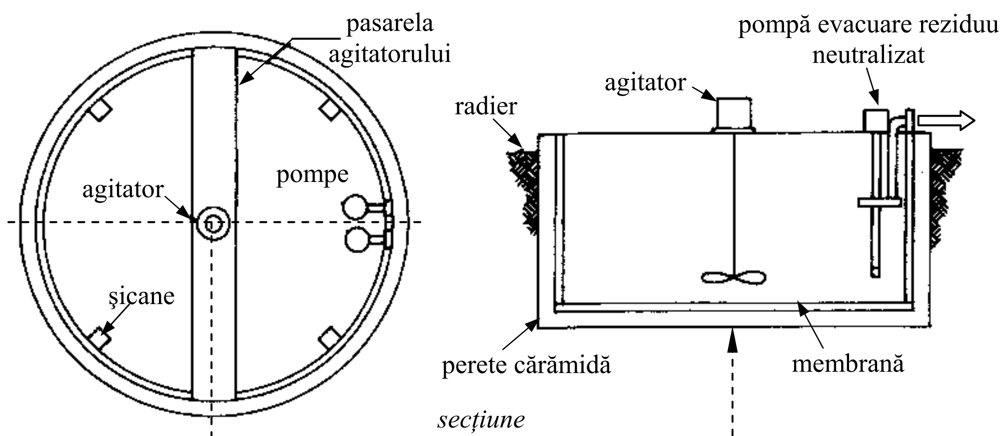


Fig. 5.5. Reprezentarea schematică a unui bazin de neutralizare cu decantare

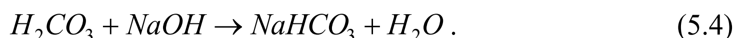
În cazul centralelor în care combustibilul principal este cărbunele, apa utilizată pentru transportul cenuşii şi zgurii poate avea caracter acid sau bazic, în funcţie de ca-

racteristicile combustibilului şi de tehnologiile folosite pentru tratarea emisiilor gazoase. În multe cazuri, în cenuşa transportată se află compuşi alcalini, solubili în apă, aşa cum este CaO, şi care fac ca valoarea *pH*-ului să fie mai mare decât aceea admisibilă deversării. În aceste cazuri, pentru neutralizare se utilizează acidul sulfuric. Această metodă de neutralizare este potențial periculoasă pentru personalul de exploatare a instalației. O alternativă a tratării cu H_2SO_4 este aceea a neutralizării cu CO_2. Dioxidul de carbon lichefiat este vaporizat, parțial, şi dirijat în fluxul de apă uzată. Pentru început, CO_2 se dizolvă în apa reziduală, formându-se, astfel, o cantitate de acid carbonic:



$$CO_2 + H_2O \rightarrow H_2CO_3 . \qquad (5.3)$$

Acidul carbonic neutralizează agenții alcalini, existenți în apa reziduală, conform reacției de principiu



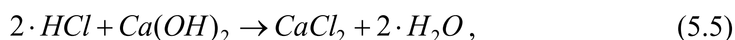
$$H_2CO_3 + NaOH \rightarrow NaHCO_3 + H_2O . \qquad (5.4)$$

Avantajul esențial al utilizării CO_2, ca şi agent neutralizant, este acela că valoarea *pH*-ului nu scade sub 6,0, chiar şi atunci când cantitatea de substanță neutralizantă este mai mare decât aceea necesară. Ori, valoarea 6,5, pentru *pH*, este limita inferioară admisă, în România, pentru deversarea apelor uzate în apele de suprafață [5.16]. În SUA, această limită inferioară este de doar 6 unități *pH* [5.5].

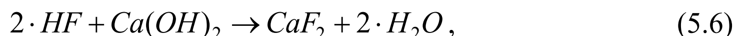
5.1.4. Tratarea apelor rezultate din procesele de desulfurare umedă

În treapta de spălare a proceselor de desulfurare umedă se separă, în afară de SO_2, şi alte substanțe nocive, aşa cum sunt HCl, HF, SO_3 şi cenuşă.

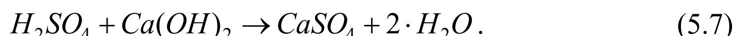
Componentele acide, existente în gazele de ardere, reacționează cu ionii de calciu (Ca^{2+}) şi formează săruri neutre, conform reacțiilor chimice:



$$2 \cdot HCl + Ca(OH)_2 \rightarrow CaCl_2 + 2 \cdot H_2O , \qquad (5.5)$$



$$2 \cdot HF + Ca(OH)_2 \rightarrow CaF_2 + 2 \cdot H_2O , \qquad (5.6)$$



$$H_2SO_4 + Ca(OH)_2 \rightarrow CaSO_4 + 2 \cdot H_2O . \qquad (5.7)$$

Înaintea desfăşurării reacției (5.7), anhidra sulfurică (SO_3) a reacționat cu apa, transformându-se în acid sulfuric. La rândul său, H_2SO_4 reacționează cu hidroxidul de calciu, formând ghipsul, produs final de reacție care este greu solubil şi care se separă.

Fluorura de calciu este, de asemenea, greu solubilă în apă. Ea se depune, constituind, astfel, o parte a produsului final. Împreună cu ghipsul, aceasta formează un compus inert, fără a avea o influență negativă asupra prelucrării ulterioare a ghipsului.

Clorura de calciu este uşor solubilă în apă şi se acumulează, îmbogățind, astfel, faza lichidă. Deoarece oțelurile obişnuite nu rezistă la acțiunea clorurii de calciu, dizolvate în apă, în construcția instalațiilor de desulfurare umedă se utilizează oțeluri aliate cu crom.

În produşii finali de reacție se găseşte şi o anumită cantitate de metale grele, provenite fie din dizolvarea cenuşii, fie din impuritățile absorbantului. De asemenea, apa reziduală se caracterizează prin *pH* ridicat.

În figura 5.6 este prezentată schema unei instalații de tratare a apelor reziduale provenite dintr-un proces de desulfurare umedă a gazelor de ardere [5.7, 5.8].

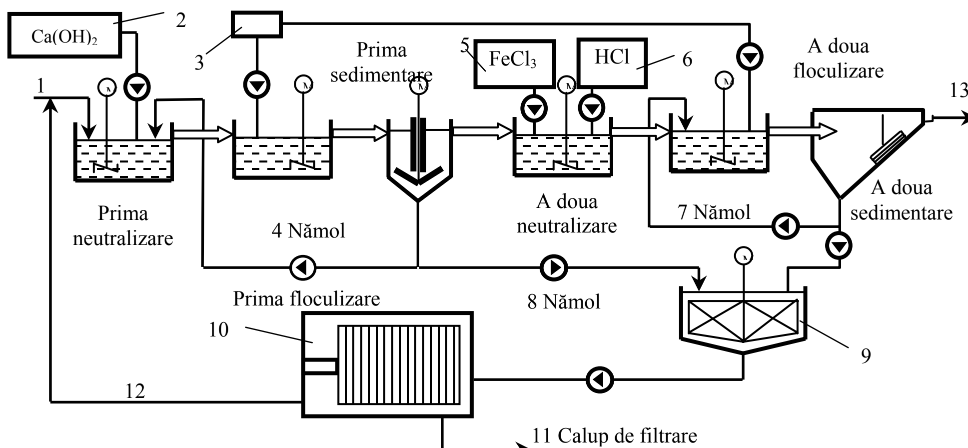


Fig. 5.6. Schema unei instalații de tratare a apelor reziduale provenite dintr-un proces de tratare umedă a gazelor de ardere: 1 - alimentator; 2 - rezervor $Ca(OH)_2$; 3 - rezervor agent floculizant; 4,7,8 - levigat; 5 - $FeCl_3$; 6 - HCl; 9 - bazin de decantare; 10 - camera filtrului presă; 11- calup de filtrare; 12 - recirculare agent filtrant; 13 – evacuare apă neutralizată.

Prima neutralizare se realizează cu lapte de var, dozat în cantitatea necesară desfăşurării procesului de precipitare a metalelor grele, sub formă de hidroxizi. Ulterior, se introduc agenți floculizanți, care au rolul de a separa, cu foarte mare eficiență, substanța solidă aflată în suspensie. După aceste etape de tratare, *pH*-ul apei uzate creşte, până la o valoare cuprinsă între 6 şi 9. Cea de a treia componentă a primei etape de tratare este una de sedimentare gravitațională. Urmează o a doua etapă de tratare, formată, la rândul ei, tot din trei componente: neutralizare, floculare şi sedimentare. În faza neutralizării, din cea de a doua etapă, nu se mai utilizează $Ca(OH)_2$ ci clorură ferică şi acid clorhidric.

În fiecare dintre cele două etape, levigatul este separat, prin sedimentare gravitațională. Deoarece nămolul mai conține o cantitate de substanță activă în exces, el este, parțial, reintrodus în circuitul de tratare, restul fiind dirijat către bazinul final de decantare. Nămolul decantat, având o densitate relativ ridicată, este dirijat către ultima etapî a tratării, ce se desfăşoară la nivelul unui filtrul presă (figura 5.7 [5.5]). Agentul filtrant, lichid, este recirculat, iar calupul de filtrare, având un conținut redus de apă, poate fi depozitat.

În urma unei astfel de tratări, apa de proces este limpede şi neutră, dar conține sulfați, cloruri de calciu şi cantități foarte mici de metale grele [5.8].

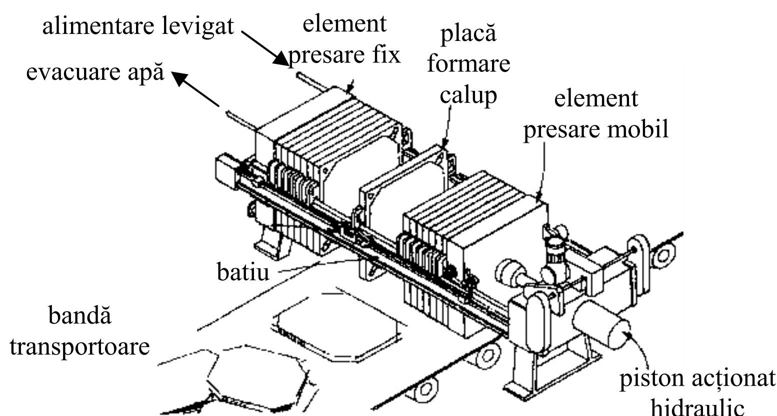


Fig. 5.7. Reprezentare schematică a unui filtru presă

O schemă de neutralizare similară, este parte componentă a procedeului de desulfurare secundară umedă, de tip NIRO şi a celui de tip Von Roll. Schema procedeului Von Roll este redată în figura 2.23 (§ 2.3.3.5) [2.4].

5.1.5. Declorinarea şi reducerea conținutului de metale grele

În afara procedeelor descrise mai sus, apele reziduale din centralele electrice mai pot parcurge etape tehnologice de declorinare, evaporare şi distilare, cristalizare şi de eliminare a metalelor grele [5.5, 5.6, 5.7, 5.10, 5.13].

Standardele actuale de calitate a apei impun limite reduse ale compuşilor clorurați, astfel încât este necesar controlul strict al prezenței acestor compuşi, în apele uzate, ce urmează a fi deversate în emisari. În centralele electrice, clor rezidual poate exista atât în apa din circuitul de răcire, fie el închis sau deschis, cât şi în apa reziduală rezultată din procesele de tratare a agentului termic şi de transport a poluanților solizi.

Declorinarea se poate realiza prin adaosul de dioxid de sulf, sulfit de sodiu sau metabisulfit de sodiu. Datorită debitelor mari de apă, din circuitul de răcire, este preferabilă utilizarea celui mai ieftin aditiv, aşa cum este SO_2. În anumite situații se poate utiliza şi carbonul activ [5.5].

Reacțiile chimice, specifice procesului de declorinare, sunt următoarele:



$$SO_2 + H_2O \rightarrow H_2SO_3, \quad (5.8)$$



$$H_2SO_3 + HOCl \rightarrow H_2SO_4 + HCl, \quad (5.9)$$



$$NH_2Cl + H_2SO_3 + H_2O \rightarrow NH_4H_2SO_4 + HCl. \quad (5.10)$$

Toate aceste reacții au o cinetică foarte rapidă. Din punct de vedere stoichiometric, pentru a reține 1 ppm clor, sunt necesare 0.9 ppm SO_2.

Echipamentul utilizat pentru alimentarea instalaţiei cu SO_2 este similar celui utilizat pentru alimentarea cu clor lichid. Menţinerea containerelor de stocare la o temperatură de 22 ÷ 28 °C evită relichefierea gazului, în conductele instalaţiei (temperatura de fierbere a SO_2 este de – 7 °C, la presiune atmosferică). În cazul în care consumul de gaz este mare, pot fi utilizate, simultan, mai multe containere, reducerea presiunii în acestea nemaifiind suficient de mare încât să apară fenomenul de relichefiere.

Schema de principiu a unei instalaţii de declorinare cu SO_2 este dată în figura 5.8 [5.5].

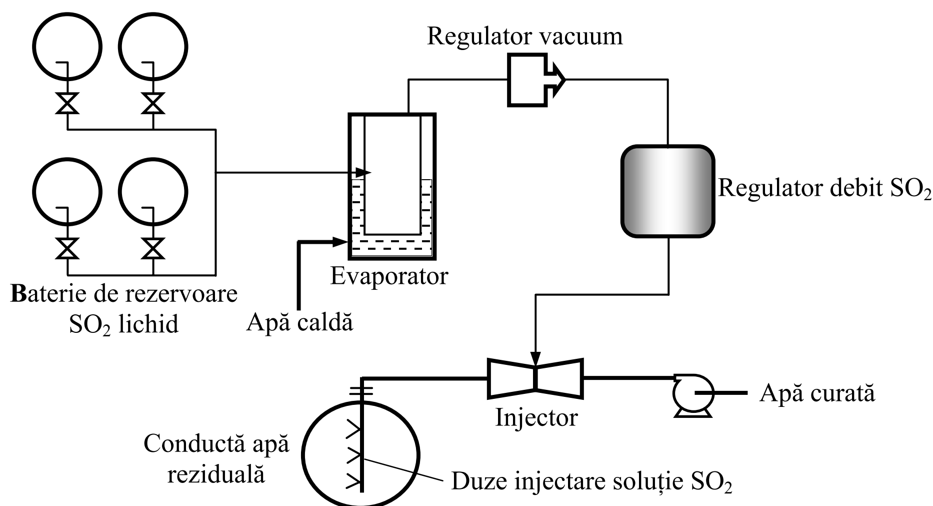


Fig. 5.8. Schema de principiu a unei instalaţii de declorinare cu SO_2

Din bateria de recipiente de stocare, dioxidul de sulf este dirijat către un evaporator, etapă necesară mai ales atunci când operaţiunea de declorinare este de tip continuu. Vaporii de SO_2 trec printr-un regulator de depresiune, prin intermediul căruia se menţine presiunea suficient de mare încât să nu apară condens de SO_2, şi printr-un regulator de debit, prin intermediul căruia este controlat gradul de declorinare a apei uzate. Prin intermediul unui injector se crează o oarecare depresiune, pentru a extrage un flux de SO_2, din regulator, şi a-l amesteca cu un flux de apă curată. Soluţia, astfel obţinută, este injectată în conducta de apă reziduală. Analizoarele de clor, instalate în amonte şi în aval de grila de injectare a SO_2, fac parte din bucla de control a debitului de SO_2.

Datorită toxicităţii dioxidului de sulf, trebuie luate o serie de măsuri, prin intermediul cărora să se evite contaminarea incintelor în care se află instalaţia. În primul rând, este preferabilă instalarea, în camere separate, a părţii presurizate şi a părţii vacuumatice a instalaţiei. Camerele trebuie prevăzute cu exhaustoare, instalate aproape de pardoseală, deoarece dioxidul de sulf este mai greu decât aerul. De asemenea, este preferabilă instalarea unor detectoare de SO_2, ale căror traductoare sunt instalate, de asemenea, lângă pardoseala camerei.

Metalele grele pot proveni din cărbune, din calcar sau chiar din apa de alimentare a centralei. De asemenea, anumite cantităţi de metale grele pot contamina apa şi în procesele de curăţare a ţevilor sistemului vaporizator sau a părţii externe a preîncălzitoarelor de aer.

Metalele pot fi eliminate din apa reziduală prin diferite procedee, precum precipitare alcalină, precipitare cu sulf sau în schimbătoare de ioni. Precipitarea alcalină utilizează reactivi, precum CaO sau NaOH, conducând la formarea unor hidroxizi ai metalelor grele. Deoarece în astfel de reacţii întră relativ puţine metale, precipitarea alcalină este mai rar utilizată în fluxul tehnologic de tratare a apelor reziduale ale centralelor electrice. Este preferabilă utilizarea procedeului de coprecipitare cu fier [5.5]. Într-o primă etapă a procesului este corectat *pH*-ul apei reziduale, până la acea valoare la care reacţia dintre metalele, ce se urmăreşte a fi eliminate, şi sărurile fierului are o bună cinetică. După adaosul de clorură ferică şi după un proces de oxidare se formează sulfat feros, care precipită, în prezenţa unor agenţi de floculare. Metalele dizolvate şi cele aflate în suspensie sunt reţinute de flocoanele de sulfat feros, ce pot fi evacuate, pe la partea inferioară a camerei de reacţie şi de decantare.

5.2. Tratarea reziduurilor solide

Majoritatea reziduurilor solide, generate de o centrală termoelectrică clasică, provin din procesele de ardere a cărbunelui şi de desulfurare a gazelor de ardere. Astfel, mai mult de 10 % din cantitatea de cărbune, introdusă în proces, se regăseşte, la ieşirea din proces, sub formă de cenuşă şi zgură. Acest tip de reziduu nu intră în categoria reziduurilor cu risc ecologic major. Dina acest motiv, cenuşa şi zgura pot fi depozitate pe sol, dacă, în plus, se adoptă măsuri pentru evitarea contaminării apelor freatice şi de suprafaţă, prin scurgeri şi infiltrări [5.5].

În urma desulfurării gazelor de ardere rezultă compuşi ai sulfului şi calciului, care, după o operaţiune de uscare, pot fi depozitaţi pe sol. Ca şi în cazul zgurii şi cenuşii, riscul ecologic al stocării la suprafaţă nu este major.

O altă categorie de deşeuri solide o reprezintă nămolurile, rezultate din procesele de tratare a apelor reziduale, în ipoteza în care acestea sunt uscate, în prealabil. Şi acest tip de reziduuri solide, la fel ca şi anterioarele, nu prezintă risc ecologic major.

În consecinţă, practic, toate reziduurile solide ale centralelor electrice pot fi considerate cu risc ecologic scăzut şi pot fi, astfel, depozitate la suprafaţa solului, dar numai în condiţiile în care se iau măsurile necesare minimizării scurgerilor şi infiltraţiilor. Această ultimă condiţie este satisfăcută dacă depozitele de astfel de reziduuri solide sunt amplasate în zone în care terenul a fost impermeabilizat [5.5].

Adoptarea unui anumit sistem sau a unei anumite tehnologii de tratare, evacuare şi stocare a reziduurilor solide trebuie să ţină seama de următorii factori: volumul şi tipul reziduurilor, proprietăţile acestora, restricţiile posibile dintre substanţele reziduale şi cele ale amplasamentului, impactul la mediu al depozitului, normativele de mediu aflate în vigoare, dar şi factori de prognoză, precum evoluţia probabilă a centralei, a

volumului reziduurilor generate de aceasta, a posibilităților de tratare şi chiar a limitelor impuse, prin normativele de mediu [5.4, 5.5, 5.12].

Evaluarea factorilor de natură operațională se referă la următoarele aspecte:

- ✓ tipurile de reziduuri solide generate; acestea se pot schimba, pe durata exploatării centralei, în special datorită adoptării unor noi tehnologii de tratare a gazelor de ardere, dar şi datorită schimbării tehnicii de ardere sau a tipului combustibilului;
- ✓ ponderea fiecărui tip de reziduuri solide; aceste ponderi se pot schimba, în timp, datorită utilizării unor combustibili calitativ diferiți sau a unor amestecuri de combustibili şi datorită modificării tehnicilor de desulfurare; dacă aceste modificări sunt modificări pe termen lung, ponderea fiecărui tip de reziduu poate diferi şi pe termen scurt, efect al caracterului dinamic al sarcinii;
- ✓ localizarea punctelor de evacuare şi de depozitare, temporară, a fiecărui tip de reziduu solid;
- ✓ procedurile operative ale centralei şi curba de sarcină a acesteia;
- ✓ durata de viață proiectată a centralei.

În ceea ce priveşte proprietățile reziduurilor solide, interesează o serie întreagă de proprietăți fizice şi chimice, pornind de la higroscopicitate, toxicitate şi până la posibilitatea emisiei de gaze, prin eliberarea spontană a acestora sau prin procese generatoare de gaze. Adoptarea unor soluții tehnice trebuie să țină seama de toate aceste proprietăți şi, în plus, de faptul că acestea se pot schimba, în timp.

Restricțiile impuse amplasamentului de depozitare a reziduurilor solide sunt în legătură cu următoarele aspecte:

- ✓ utilizarea actuală a terenului respectiv;
- ✓ posibilitatea de inundare, de drenare sau de stagnare a apei;
- ✓ apropierea de habitatul natural al diverselor specii de animale, precum şi riscul pe care îl poate prezenta depozitul pentru fiecare specie în parte;
- ✓ capacitatea de stocare a depozitului;
- ✓ topografia locului şi cât de propice este acesta pentru o dezvoltare ulterioară, eventual alta decât aceea de realizare a unui depozit de reziduuri solide;
- ✓ condițiile climatice existente şi modul în care acestea pot fi schimbate, la nivel local, prin amplasarea depozitului de reziduuri;
- ✓ modul şi gradul în care pot fi afectate apele subterane;
- ✓ costurile transportului reziduurilor, până la locul de depozitare a acestora;
- ✓ condițiile impuse pentru protejarea depozitului şi posibilitățile închidere a acestuia;
- ✓ impactul estetic al depozitului de reziduuri.

La proiectarea unui depozit de reziduuri solide trebuie avute în vedere, în plus, unele aspecte de ordin geotehnic, hidrotehnic şi de drept civil. Prezintă importanță deosebită aspectele legate de drenarea apelor pluviale, precum şi controlul şi monitorizarea scurgerilor, din depozitul de reziduuri [5.5, 5.6].

Depozitele pot fi realizate, din punct de vedere constructiv, prin îndiguirea unei văi naturale sau prin excavare. Controlul cantității de ape pluviale este mai facil în ca-

zul îndiguirilor complet supraterane, deoarece depozitul este afectat numai de apele pluviale directe. În cazul excavărilor sau al utilizării unor depresiuni naturale, trebuie să se țină seama de apele pluviale care se scurg de pe versanți, către depozit.

Modul de realizare a depozitului de zgură şi cenuşă depinde de tipul sistemului de transport a acesteia, în stare umedă, sub formă de şlam, sau în stare uscată. În multe centrale, pe plan mondial, şi în majoritatea centralelor din România, zgura şi cenuşa sunt transportate hidraulic, la haldele de depozitare [5.1]. În acest caz, trebuie create condiții ca zgura şi cenuşa să se decanteze, apa de hidrotransport putând fi recirculată. Astfel, un sistem de evacuare, în stare umedă, a reziduurilor solide este format din elementele de transport a suspensiei dense, de decantare a reziduului solid, de evacuare a apei, din decantoare, şi de recirculare a apei, către instalația de ardere.

Astfel de depozite de cenuşă şi zgură funcționează, de obicei, pe trei compartimente [5.1]:

- ✓ un compartiment de exploatare, acoperit cu apă;
- ✓ un al doilea compartiment, de supraînălțare;
- ✓ al treilea compartiment fiind compartimentul de rezervă.

În cazul în care amplasamentul depozitului definitiv se află la distanță mare de centrală, este necesară realizarea unor depozite de rezervă, cu funcționare temporară, în vecinătatea centralei, aceste depozite fiind, în cea mai mare parte a timpului, uscate.

Compartimentele depozitului intră în funcțiune după o perioadă de aşteptare de 6 ÷ 8 luni, iar depozitele de avarie intră în funcțiune, pentru perioade relativ scurte, la un interval de 1 ÷ 2 ani [5.1].

După decantare, nămolul este depozitat la una dintre extremitățile amenajării. Lacul artificial de decantare trebuie astfel dimensionat încât să rețină o cantitate suficient de mare de apă, corespunzătoare puterii centralei şi timpului de rezidență necesar desfăşurării procesului fizic de decantare. Dacă vitezele de sedimentare ale diverselor reziduuri solide sunt similare, atunci nămolul poate fi depozitat, pentru început, într-un depozit temporar, situat deasupra nivelului apei [5.5]. Utilizarea unor astfel de depozite intermediare, determină creşterea densității materialului stocat, prin scurgerea apei, reducându-se, astfel, volumul compartimentului de decantare. De asemenea, un astfel de sistem are o comportare flexibilă, în raport cu debitul de şlam, putând prelua, cel puțin temporar, şi deversările altor instalații. Volumul de apă, care se evaporă dintr-un asemenea depozit intermediar, este relativ redus.

Pentru reducerea consumului de apă şi a costurilor determinate de necesitatea epurării apei reziduale, centralele termoelectrice moderne preferă evacuarea şi depozitarea deşeurilor solide în stare uscată. Sistemele de stocare a reziduurilor solide, în stare uscată, presupun amenajări supraterane, în totalitate sau doar parțial, foarte bine controlate în ceea ce priveşte sistemul de drenare.

Dacă amplasamentul unui depozit de reziduuri solide uscate este corect ales, iar depozitul este corect construit şi exploatat, impactul potențial la mediu al acestuia este mai redus decât acela al depozitelor umede. Acest fapt se explică, în principal, prin nivelul mult mai redus al scurgerilor şi infiltrațiilor poluante.

Avantajele pe care le prezintă sistemele de evacuare şi stocare a reziduurilor, în stare uscată, şi care se concretizează, în final, prin reducerea importantă a scurgerilor poluante, sunt [5.4, 5.5]:

- ✓ depozitul este mai puţin permeabil la apele pluviale, datorită posibilităţii obţinerii unui grad înalt de compactare a reziduurilor solide;
- ✓ cantitatea de apă introdusă în depozit este mai mică, deoarece reziduul este transportat în stare uscată, conţinând până la 85 % substanţă uscată;
- ✓ drenarea superficială a apelor pluviale este rapidă, viteza de drenare depinzând de dimensiunile pantelor de scurgere;
- ✓ scurgerile pot fi reduse, ulterior, prin fixarea, compactarea sau stabilizarea reziduurilor solide; trebuie menţionat faptul că atunci când cenuşa zburătoare este amestecată cu reziduurile calcice şi sulfuroase ale procesului de desulfurare, creşte capacitatea de comprimare a stratului, scăzând, astfel, permeabilitatea acestuia.

Reprezentarea schematică a unui depozit uscat, de suprafaţă, este redată în figura 5.9 [.5.5].

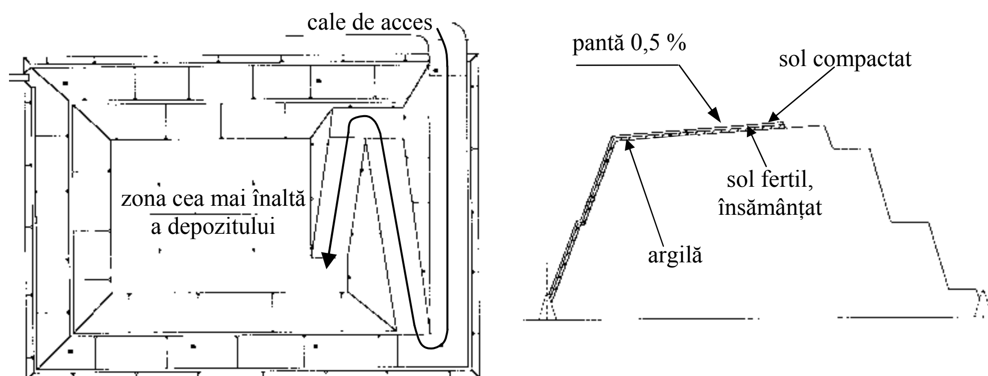


Fig. 5.9. Vedere de sus şi în secţiune verticală a unui depozit uscat de reziduuri solide

Indiferent dacă depozitul este de suprafaţă sau amplasat într-o depresiune naturală, înaintea depozitării deşeul trebuie uscat, conţinutul de substanţă solidă trebuind să fie mai mare de 85 %. Uscarea simplifică transportul reziduurilor, permite o mai uşoară distribuire a acestora, în depozit, şi o compactare mai fermă, densitatea materialului depozitat putând ajunge la 85 ÷ 95 % din densitatea maximă a deşeului solid [5.5].

În întreg sistemul de operare cu deşeuri solide şi de depozitare a acestora, trebuie să se urmărească:

- ✓ maximizarea volumului de depozitare, în suprafaţa disponibilă a amplasamentului;
- ✓ optimizarea rutelor şi căilor de acces la locul de stocare, cu dimensionarea corespunzătoare a pantelor;
- ✓ compactarea straturilor de deşeu solid, astfel încât să fie asigurată stabilitatea structurală a depozitului;
- ✓ controlul reantrenării particulelor de către curenţii de aer;

- ✓ minimizarea cheltuielilor de exploatare a sistemului de evacuare şi stocare;
- ✓ minimizarea costurilor aferente dezvoltării depozitului.

Acolo unde riscul poluării apelor subterane este mare, se pot realiza lucrări de impermeabilizare a depozitului. În acest scop, se pot utiliza straturi de argilă compactată, precum şi geomembrane sau membrane flexibile, realizate din materiale sintetice (polietilenă clorinată, clorosulfonată, de înaltă densitate sau de densitate redusă, şi, chiar, policlorură de vinil) [5.5].

Una dintre problemele de impact agresiv este aceea a spulberărilor, ce pot să apară nu numai în zona de exploatare curentă ci şi în zonele în care depozitul este ajuns în stadiul final de încărcare. Soluţiile tehnice de stabilizare a suprafeţelor depozitelor pot fi clasificate în [5.1]:

- ✓ realizarea de acoperiri care să împiedice spulberarea, utilizând materiale locale, geotextil biodegradabil, cenuşă, sub formă de fluid dens;
- ✓ udarea depozitului cu reţea de stropire cu apă;
- ✓ inundarea, prin intermediul sistemului de hidrotransport;
- ✓ tratarea suprafeţelor pentru formarea unei cruste stabile.

În vederea stabilizării, suprafaţa uscată a depozitului poate fi acoperită cu agregate, provenite din albiile râurilor, steril, provenit de la exploatările miniere, sau, chiar, turbă. Stratul are grosimea de 20 ÷ 30 cm, este, iniţial, nivel şi, apoi, compactat [5.1].

Prin menţinerea suprafeţei în stare umedă, se evită, de asemenea, spulberările. Grosimea stratului umectat trebuie să fie de aproximativ 20 cm, intervalul de udare fiind de 3 ÷ 4 zile. Udarea poate fi realizată printr-o reţea de conducte şi aspersoare, dispuse pe coronamentul depozitului, dar şi printr-o reţea de conducte dispuse în teren sănătos, la baza depozitului de cenuşă. La această reţea de distribuţie a apei sunt racordate ştuţuri verticale şi aspersoare. Atunci când creşte grosimea stratului de cenuşă, se prelungesc ştuţurile verticale, cu tronsoane de ţeavă având lungimea de 3,5 ÷ 4 m [5.1].

În perioadele în care centrala este oprită (sezonul cald, dacă este o centrală de termoficare) sau când un bloc energetic este în rezervă, pot fi utilizate conductele de hidrotransport a cenuşii, pentru a uda suprafaţa depozitului, prin intermediul a două sau trei guri de deversare. Exploatarea sistemului de inundare trebuie să fie efectuată cu atenţie, prin schimbarea permanentă a poziţiei gurilor de deversare, pentru a evita formarea ochiurilor de apă, ce pot pune în pericol stabilitatea depozitului.

Utilizarea tehnicilor de udare şi de inundare implică costuri permanente de exploatare, tehnica udării implicând, în plus, şi o investiţie relativ importantă.

Suprafaţa compartimentului uscat poate fi acoperită cu materiale textile, biodegradabile. În condiţiile în care compartimentul nu este utilizat un interval de timp de 2 ÷ 3 luni (pe perioada de vară), este utilă însămânţarea suprafeţei.

O parte din cenuşa fină, separată de electrofiltre, poate fi amestecată cu apă, în proporţie de 1:1, fluidul dens, astfel obţinut, putând fi dispus pe suprafaţa depozitului. Se formează, astfel, straturi întărite, a căror grosime este de ordinul a 15 ÷ 20 cm, şi care se caracterizează prin bună stabilitate [5.1].

Cruste stabile, al suprafaţa depozitului uscat, se pot obţine şi prin stropire cu soluţie de silicat de sodiu, cu polimeri sintetici, de tipul poliacetaţilor de vinil, sau cu emulsie bituminoasă.

Atunci când încărcarea unui depozit ajunge la valoarea sa maximă, stabilită prin proiect, acesta trebuie închis. În această etapă, finală, sunt realizate trei tipuri de operaţiuni: compactarea şi nivelarea finală, pentru asigurarea drenajului; plasarea barierelor de infiltraţie; acoperirea cu un strat de sol vegetal şi însămânţarea antieroziune.

Bibliografie

5.1. BRÜLL A., CHRISTEA C., *Posibilităţi de reducere a poluării mediului înconjurător,* CNR-CME - Mesagerul Energetic, anul III, nr. 22, august, 2003.
5.2. BLANCHARD J.M., POPESCU M., CARRE J., *Analyse et traitement des rejets atmospheriques industriels*, INSA Lyon, Département de Génie Energétique, UTC Bucureşti, Faculté d'Installations, 1996-1997.
5.3. BLĂGOI O., PUŞCAŞ E.L., *Tratarea apelor de suprafaţă - metode chimice*, Editura Dosoftei, Iaşi, 1997.
5.4. BROWN M.D., WENCE T.D., REILLY T.C., *Solid Waste Transfer Fundamentals*, Ann Arbor Science, Ann Arbor, Michigan, 1980.
5.5. DRBAL L.F., BOSTON P.G., WESTRA K.L., ERIKSON R.B., *Power plant engineering*, by Black & Veatch, Chapman & Hall, International Thomson Publishing Company, 1996.
5.6. FREEMAN H.M., ed., *Standard Handbook of Hazardous Waste Treatment and Disposal*, McGraw-Hill, New York, 1989.
5.7. HALLER E.J., *Simplified Wastewater Treatment Plant Operations*, Technocomic Publishing Company, Lancaster, Pennsylvania, 1995.
5.8. IONEL I., UNGUREANU C., *Termoenergetica şi mediul*, Editura Tehnică, Bucureşti, 1996.
5.9. MASTERS G.M., *Introduction to Environmental Engineering and Science*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1991.
5.10. PEAVY H.S., ROWE D.R., TCHOBANOGLOUS G., *Environmental engineering*, McGraw-Hill, 1985.
5.11. RAY B.T., *Environmental Engineering*, PWS Publishing Company, An International Thomson Publishing Company, Boston, 1995.
5.12. SINCERO A.P., SINCERO G.A., *Environmental Engineering–A Design Approach*, Prentice-Hall Inc., 1996.
5.13. VESILING P.A., PIERCE J.J., WEINER R.F., *Environmental engineering–Third Edition*, McGraw Hill, 1993.
5.14. WENTZ C.A., *Hazardous Waste Management*, McGraw-Hill, New York, 1989.
5.15. WILSON D.C., *Waste Management: Planning, Evaluation, Technologies*, Clarendon Press, Oxford, England, 1981.
5.16. ***, *Normativul privind stabilirea limitelor de încărcare cu poluanţi a apelor uzate industriale şi orăşeneşti la evacuarea în receptorii naturali*, NTPA – 001/2002 şi STAS 8619/3-90 - *Concentraţia ionilor de hidrogen în apele uzate, la evacuarea în resursele de apă.*

Lista abrevierilor şi acronimelor

AMDE	Amină de metildietanol
AOFA	Advanced OverFire Air – tehnica modernizată aerului secundar superior
ASRO	Asociația Română de Standardizare
BET	Suprafață specifică de contact de tip Brunauer, Emmet şi Teller
CE15	Actualul Grup al celor 15
CEE	Comunitatea Economică Europeană
CEN	Comitetul European pentru Standardizare
CORINAIR	CORe Inventories AIR – metodologie europeană de evaluare a emisiilor poluante, în atmosferă
COV	Compuşi organici volatili
DENOX	Denumire generică a tehnicilor secundare de control a emisiei de NO_x
EDTA	Acid etilen-diamină tetraacetic
EDV	Electrodynamic Venturi – tehnică integrată de desulfurare şi desprăfuire
HCN	Radical cianid
HCNO	Radical oxicianid
HDSCR	High Dust SCR – variantă constructivă de sistem SCR
HG	Hotărâre de Guvern
INFR	In Furnace NO_x Reduction – tehnica post-arderii
ISO	International Organization for Standardization
LAP	Limestone Additive Process - procedeul aditivării cu calcar
LDSCR	Low Dust SCR – variantă constructivă de sistem SCR
LIFAC	Tehnologie hibridă de desulfurare - Limestone Injected into the Furnace with Activation of Untreated Calcium Oxide – licență a companiei Tampella Oy Power Corporation
LNB	Low NO_x Burners – arzătoare cu emisie redusă de NO_x
LNCB	Low NO_x Cell Burner Technology – arzătoare celulare cu emisie redusă de NO_x
LNCFS	Low NO_x Concentric Firing System – tehnică de ardere în trepte la focarele tangențiale
NAPFUE	Nomenclature for Air Pollution of FUEls – codurile europene ale combustibililor
NO_x	Oxizi de azot, sumă a emisiilor de NO şi de NO_2
NSCR	Nonselective Catalytic reduction - Reducerea catalitică neselectivă
OFA	OverFire Air – tehnica aerului secundar superior
OMS	Organizația Mondială a Sănătății
OUG	Ordonanță de urgență a Guvernului României
PE	Prescripție energetică
PM	Pollution Minimum System – tehnică de ardere în trepte asociată cu metoda aerului secundar superior
SCR	Selective Catalytic Reduction - Reducerea catalitică selectivă

SHU	Procedeu de desulfurare secundară, umedă, licenţă a companiei Saarberg-Hölter Umwelttechnik Gmbh
SNAP	System of Nomenclature for Air Pollution
SNCR	Selectrive Noncatalytic Reduction - Reducerea selectivă non-catalitică
SO_x	Total oxizi de azot emişi în atmosferă (SO_2 şi SO_3)
SR	Norme elaborate de Asociaţia Română de Standardizare (ASRO)
SR EN	Norme elaborate de ASRO, perfect corelate cu normele elaborate de CEN
SR ISO	Norme elaborate de ASRO, perfect corelate cu standardele ISO
STAS	Standard de Stat
SUA	Statele Unite ale Americii
TGSCR	Tail Gas SCR – variantă constructivă de sistem SCR
TLN	Tangential Low NO_x – metodă de ardere tangenţială, asociată cu metoda aerului secundar superior
USD ($)	Unităţi monetare SUA